

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À TROIS-RIVIÈRES

**ANALYSE ET CRÉATION DE MODÈLES PRÉDICTIFS POUR LA DÉSHYDRATATION DES PÂTES À
PAPIER DANS UNE PRESSE À VIS**

**THÈSE PRÉSENTÉE
COMME EXIGENCE PARTIELLE DU
DOCTORAT EN SCIENCES ET GÉNIE DES MATÉRIAUX LIGNOCELLULOSIQUES**

**PAR
BOUCHAIB EL IDRISSI**

FÉVRIER 2020

Université du Québec à Trois-Rivières

Service de la bibliothèque

Avertissement

L'auteur de ce mémoire ou de cette thèse a autorisé l'Université du Québec à Trois-Rivières à diffuser, à des fins non lucratives, une copie de son mémoire ou de sa thèse.

Cette diffusion n'entraîne pas une renonciation de la part de l'auteur à ses droits de propriété intellectuelle, incluant le droit d'auteur, sur ce mémoire ou cette thèse. Notamment, la reproduction ou la publication de la totalité ou d'une partie importante de ce mémoire ou de cette thèse requiert son autorisation.

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À TROIS-RIVIÈRES

DOCTORAT EN SCIENCES ET GÉNIE DES MATÉRIAUX
LIGNOCELLULOSIQUES (PH.D.)**Direction de recherche :**

Robert LANOUELLE

directeur de recherche

Éric LORANGER

codirecteur de recherche

Jury d'évaluation

François BROUILLETTE

Président du jury

James Tonyi AGBÉBAVI

Évaluateur interne

Denis RODRIGUE

Évaluateur externe

Thèse soutenue le 08-04-2020

Avant-propos

Je n'ai jamais pensé me retrouver un jour impliqué dans l'industrie des pâtes et papiers. Cela a commencé comme un rêve même si j'avais toujours cette ambition de faire un doctorat, mais le Canada n'était pas dans ma liste. Pourtant, je me sens chanceux que mon directeur de thèse m'ait fait confiance et ait fait preuve de patience en me permettant de finir mes cours à la maîtrise avant d'être admis au doctorat. L'industrie des pâtes et papiers connaît ses moments les plus difficiles, d'où le besoin de faire revivre et d'innover dans cette industrie. Mon projet entre dans cette perspective et nous avons étudié une presse à vis qui est assez importante non seulement pour la mise en pâte, mais aussi dans le traitement des rejets de cette industrie dans un souci environnemental.

Remerciements

Steve Jobs a dit, les meilleures choses qui arrivent dans le monde de l'entreprise ne sont pas le résultat du travail d'un seul homme. C'est le travail de toute une équipe. Pendant mon parcours au doctorat, j'ai bien compris qu'une personne ne peut jamais avancer seule. C'est pourquoi j'aimerais avant tout remercier toutes les personnes qui ont contribué à ce travail. Je tiens à remercier plus particulièrement mon directeur Robert Lanouette et mon codirecteur Éric Loranger pour tous les conseils et le temps accordé au cours de ce projet. Je serai reconnaissant toute ma vie pour leur patience et leurs encouragements pendant mes années préparatoires à la maîtrise. Ils étaient toujours présents pour évaluer et corriger mes erreurs et me guider pour la rédaction et la soumission des articles.

Chaque travail nécessite des ressources financières pour mieux aboutir. Je tiens donc à remercier le Conseil de Recherche en Sciences Naturelles et en Génie du Canada (CRSNG) et l'entreprise Valmet.

Je tiens à remercier toutes les personnes qui m'ont aidé à réaliser mes essais sur la presse à vis et mes travaux de laboratoire, plus particulièrement Alain Marchand, Gaston Michaud et Isabelle Boulan. Je les remercie pour le temps investi, les conseils et discussions. Alain Marchand était toujours présent pour répondre à mes questions et superviser mes tests au laboratoire jusqu'à son départ à la retraite.

J'ai toujours surpassé les moments les plus difficiles dans la vie grâce au soutien de ma famille. Ma mère qui m'a toujours montré que la patience paie. Mon père m'a enseigné que la persévérance mène à la récompense. Mes sœurs et mon frère m'ont montré que rien n'est plus important que l'amour de la famille. Malgré les 6000 km qui nous séparent, votre support et votre amour étaient toujours mon credo.

Février 2020

Résumé

Les presses à vis sont largement utilisées dans l'industrie des pâtes et papiers. Pourtant les mécanismes de déshydratation des pâtes à papier ne sont pas assez détaillés pour différents types de pâtes. Les études qui élaborent un modèle de prédiction se basent sur des hypothèses assez simplistes et des modèles théoriques qui ne tiennent pas compte des effets de plusieurs paramètres dans la presse. Les fibres de bois sont assez différentes dans leurs propriétés et leur comportement lors de compression, ce qui incite à étudier différents types de fibres pour trouver certaines analogies et mieux prédire les performances de la presse à vis. Les fibres du bois mou sont plus flexibles par conséquent, moins résistantes aux forces de pression, tandis que les fibres de bois dur sont plus résistantes. Pour comprendre le comportement des fibres de bois mou et de bois dur, trois types de pâtes ont donc été étudiés. Deux pâtes de bois mou : une pâte kraft et une pâte thermomécanique (PTM), et une pâte chimico-thermomécanique blanchie (PCTMB) de bois dur. La presse à vis utilisée est de type SP 23 divisée en quatorze sections pour la collecte du filtrat et le suivi de la consistance le long de la vis. Aussi, quatre capteurs de pression ont été installés pour suivre la variation de pression le long de la presse. Les paramètres de la presse à vis, à savoir la pression d'alimentation, la contre-pression et la vitesse de rotation de la vis, ainsi que l'indice d'égouttage et la consistance d'alimentation ont été variés. Les cinq paramètres ont été utilisés pour réaliser un design expérimental afin de trouver un modèle statistique.

L'analyse expérimentale a montré que le débit de filtrat est presque constant le long de la presse pour de faibles vitesses de rotation et indices d'égouttage. Le débit de filtrat augmente rapidement avec l'augmentation de la vitesse de rotation et le processus dominant à ce point est la filtration, comme l'augmentation de la vitesse de rotation réduit la zone de compression, les pressions mesurées au capteur 4 situé à 1,4 m de l'alimentation ont été relativement faibles pour de grandes vitesses de rotation. Les fines jouent un rôle assez important dans les propriétés du filtrat, le débit de filtrat a été plus faible pour les pâtes à haute teneur en fines. Les fines ont bloqué les pores entre les fibres en rendant la pâte moins perméable, ce qui réduit aussi la consistance du filtrat. Donc, le taux d'enlèvement d'eau est assez dépendant des propriétés des fibres, les fibres rigides sont

plus susceptibles de se déshydrater à haute pression, tandis que les fibres flexibles tendent à former un matelas de fibres assez cohérent, empêchant l'entraînement de l'eau à travers les perforations. La vitesse de rotation est le paramètre qui a plus d'effet sur les performances de la presse à vis, cela a été prouvé expérimentalement et aussi statistiquement. La consistance finale est largement influencée par la variation de la vitesse de rotation, mais la consistance finale est limitée par les propriétés de la pâte et l'indice d'hydratation qui représente la capacité des fibres à absorber de l'eau et à gonfler. Tout comme la vitesse de rotation, l'indice d'égouttage est le second plus important paramètre à considérer. Combiné avec la consistance d'alimentation, l'indice d'égouttage contrôle la qualité du filtrat et le taux de drainage. Cet effet est réduit pour les pâtes à haute teneur en fines et pour les fibres flexibles. Donc, pour modéliser la presse à vis, les paramètres opératoires de la presse et les propriétés des fibres ont été considérés.

La modélisation statistique, avec le logiciel JMP, de la presse à vis a été satisfaisante pour chaque pâte séparément. Comme pour résultats expérimentaux, la vitesse de rotation est le facteur le plus important dans la presse. Lors de l'élaboration d'un modèle global qui inclut les trois pâtes traitées, il a été confirmé qu'en plus des paramètres de la presse, les propriétés des fibres sont assez importantes pour aboutir à un modèle performant. Les cinq paramètres déjà cités ont été insuffisants pour un modèle global dans le logiciel JMP. L'ajout des propriétés de longueur et de largeur de fibres, ainsi que le facteur d'enchevêtrement et le taux de fines, dans une analyse de régression par les moindres carrés partiels dans le logiciel EXPLORE, a largement amélioré la prédiction, surtout pour la consistance de sortie qui s'est améliorée de $R^2 = 0,40$ à $R^2 = 0,70$ et la consistance de filtrat de 0,38 à 0,73. Le modèle multivarié obtenu à l'aide du logiciel EXPLORE, a donc été plus performant donnant de meilleurs coefficients de régression pour les variables réponses.

Mots clés : Déshydratation, Presse à vis, Pâte de bois, Modélisation statistique, Analyse multivariée, Régression par les moindres carrés partiels.

Table des Matières

Avant-propos.....	iii
Remerciements.....	iv
Résumé.....	v
Table des Matières	vii
Liste des Figures	xi
Liste des Tableaux.....	xiii
Liste des Équations	xiv
Liste des Abréviations.....	xv
Chapitre 1 - Introduction.....	1
Chapitre 2 - Revue de la littérature	4
2.1 Pâte à papier.....	4
2.1.1 Flocculation de fibres	5
2.1.2 Propriétés rhéologiques des pâtes à papier	6
2.1.3 Perméabilité des pâtes à papier.....	7
2.2 Les presses à vis.....	7
2.2.1 Principe et théorie du fonctionnement de la presse à vis.....	9
2.2.2 Les presses à vis dans l'industrie papetière	12
2.3 Les mécanismes et théories de la filtration.....	14
2.3.1 Le modèle standard de filtration.....	17
2.3.2 Les éléments de la résistance de filtration	19
2.4 La résistance spécifique appliquée dans les pâtes à papier.....	20
2.4.1 Effet de la consistance sur la RSF	20
2.4.2 Effet de l'indice d'égouttage sur la RSF.....	21
2.5 Les facteurs influençant le pressage	23
2.6 Bilan de la littérature.....	26

Chapitre 3 - Problématique et objectifs de recherche	27
Chapitre 4 - Matériels et Méthodes.....	29
4.1 Matériels	29
4.1.1 La presse à vis.....	29
4.1.2 Les pâtes utilisées	29
4.1.2.1 Pâte kraft	29
4.1.2.2 Pâte mécanique.....	29
4.2 Méthodes.....	30
4.2.1 Caractérisation des pâtes.....	30
4.2.2 Calcul des grandeurs d'évaluation de la déshydratation.....	31
4.2.2.1 Débit du filtrat	31
4.2.2.2 Consistance du filtrat.....	31
4.2.2.3 Consistance interne	31
4.2.2.4 Taux d'enlèvement de l'eau	32
4.2.3 Plan d'expérience (JMP).....	32
4.2.4 Analyse multivariée (EXPLORE)	34
Chapitre 5 - Article I : Déshydratation de pâtes kraft, BCTMP et TMP et comportement le long de la vis d'une presse à vis	36
5.1 Avant-propos	36
5.2 Résumé.....	37
5.3 Abstract	39
5.4 Introduction.....	39
5.5 Experimental	42
5.5.1 Materials	42
5.5.2 Methods	43
5.6 Results and discussion	44
5.6.1 Filtrate Flow Rate	44
5.6.2 Filtrate Consistency	46
5.6.3 Water Removal	48
5.6.4 Pressure Variation.....	50
5.6.5 Pulp Consistency	51

5.6.6	Pulp Axial Speed	53
5.6.7	Summary of the Results.....	55
5.7	Conclusions.....	56
5.8	Acknowledgement	57
5.9	References.....	57

Chapitre 6 - Article II : Les paramètres de déshydratation et leur influence sur les

	performances de la presse à vis	60
6.1	Avant-propos	60
6.2	Résumé.....	61
6.3	Abstract.....	63
6.4	Graphical abstract	64
6.5	Introduction.....	64
6.6	Material and Methods	66
6.6.1	Materials	66
6.6.2	Methods	67
6.7	Results and Discussion	68
6.7.1	Filtrate flow rate	68
6.7.2	Filtrate consistency	71
6.7.3	Outlet consistency.....	73
6.7.4	Screw press production.....	74
6.7.5	Screw press energy consumption.....	76
6.7.6	Sensor 4 mean pressure	78
6.8	Conclusions.....	80
6.9	Acknowledgements.....	81
6.10	References.....	82

Chapitre 7 - Article scientifique III : Modèles statistiques et analyse multivariée

	dans une presse à vis.....	84
7.1	Avant-propos	84
7.2	Résumé.....	85
7.3	Abstract.....	87
7.4	Introduction.....	87

7.5	Experimental	89
7.5.1	Materials	89
7.5.2	Methods	89
7.6	Results and discussion	91
7.6.1	Individual model choice	91
7.6.2	General model.....	95
7.6.2.1	General statistical model (JMP).....	95
7.6.2.2	General multivariate model (EXPLORE).....	96
7.7	Conclusions.....	103
7.8	Acknowledgements.....	103
7.9	References.....	104
Chapitre 8 - Résultats complémentaires.....		106
8.1	La demande cationique	106
8.2	L'indice d'hydratation	108
8.3	Récapitulatif.....	109
Chapitre 9 - Conclusions.....		110
Chapitre 10 - Contributions et recommandations		113
Annexe 1 - Design expérimental et résultats de la pâte kraft.....		114
Annexe 2 - Design expérimental et résultats de la pâte CTMB.....		115
Annexe 3 - Design expérimental et résultats de la pâte TM		116
Bibliographie.....		117

Liste des Figures

Figure 2.1	Presse à vis (figure adaptée de [36])	8
Figure 2.2	Presse à vis conique [38].....	9
Figure 2.3	Presse à vis avec principe de vis stationnaire et la cuve en rotation (figure adaptée de [18])	10
Figure 2.4	Le concept de déroulage du canal hélicoïdal de la vis (figure adaptée de [18]).....	11
Figure 2.5	Explication du principe de déroulement, le cylindre tourne à une vitesse U et la pâte à une vitesse U_a	12
Figure 2.6	Canal de la vis avec une filtration initiale de la suspension, formation graduelle du réseau et la consolidation après le point de transition T (adaptée de [18])	14
Figure 2.7	$t/Q_F=f(Q_F)$ pour une pâte CTM [35]	19
Figure 2.8	Corrélations entre le SR et le CSF (traduit de [64]).....	22
Figure 2.9	Indice d'égouttage en fonction de la résistance spécifique de filtration [45]	23
Figure 2.10	Diagramme d'Ishikawa des facteurs affectant la filtration sous pression	25
Figure 4.1	Plan composite centré à trois facteurs.....	33
Figure 4.2	Schéma de la procédure expérimentale.....	34
Figure 5.1	Schematic of the screw press	42
Figure 5.2	Fibres length distribution	43
Figure 5.3	Filtrate flow rate along the screw press.....	45
Figure 5.4	Filtrate consistency along the screw press	47
Figure 5.5	Filtrate mean fibre length (l_w) along the screw press.....	47
Figure 5.6	Water removal along the screw press.....	49
Figure 5.7	Pressure variation along the screw press.....	50
Figure 5.8	Pulp consistency along the screw press	52
Figure 5.9	Pulp axial velocity along the screw press	54
Figure 5.10	Axial ratio (pulp axial speed/screw linear advance) along the screw press	55
Figure 6.1	General schematic of the SP23 Screw press	67
Figure 6.2	Filtrate flow variation.....	69
Figure 6.3	Filtrate consistency variation	72
Figure 6.4	Outlet consistency variation.....	73

Figure 6.5	Screw press production variation	75
Figure 6.6	(Dry out. flow/Dry feed flow) % variation	75
Figure 6.7	Energy consumption variation	77
Figure 6.8	Pressure variation along the screw press (TMP trial 26)	79
Figure 6.9	Sensor 4 mean pressure variation.....	79
Figure 7.1	Percentage of Y variability explained by the PLS model	97
Figure 7.2	Scores and loadings of the model for the first two latent vectors	98
Figure 7.3	Scores and loadings of the model for the third and fourth latent vectors	99
Figure 7.4	Maximum percentages of each Y variability explained by the PLS model.....	100
Figure 7.5	VIP of the model	101
Figure 8.1	Variation de la demande cationique pendant la déshydratation.....	108
Figure 8.2	Variation de l'indice d'hydratation lors de la déshydratation	109

Liste des Tableaux

Tableau 2.1	Utilisation d'une presse à vis dans la fabrication de la pâte à papier (traduit de [35])	13
Tableau 2.2	Variables affectant la filtration sous pression (adapté de [65]).....	24
Tableau 4.1	Différence entre les pâtes chimiques et les pâtes mécaniques de bois résineux (adapté de [66]).	30
Tableau 4.2	Méthodes et appareils de tests utilisés	31
Table 5.1	Pulps' Properties	43
Table 5.2	Operational parameters' ranges.....	44
Table 5.3	The operational parameter values for the filtrate flow rate extremes	46
Table 5.4	The operational parameter values for the filtrate consistency extremes	48
Table 5.5	Operational parameter values for the water removal extremes.....	50
Table 5.6	The operational parameter values for the pressure extremes	51
Table 5.7	The operational parameter values for the pulp consistency extremes	53
Table 5.8	Water retention values in comparison to the outlet consistency	53
Table 5.9	The operational parameter values for the axial velocity extremes	54
Table 5.10	Summary of results	56
Table 5.11	Energy consumption according to the water removal %	56
Table 6.1	Operational parameters values	68
Table 7.1	Initial pulp properties and screw press dimensions.....	90
Table 7.2	Design level values	91
Table 7.3	R ² models values for each pulp.....	92
Table 7.4	Estimated coefficients for models with interactions of each pulp with a significant probability at 95%	93
Table 7.5	R ² for the global model including the three pulps together	95
Table 7.6	Estimated coefficients for the global interaction model with a significant probability at 95 %	96
Table 7.7	Regression coefficients for the global model in EXPLORE.....	102

Liste des Équations

$n_{crowd} = \frac{2}{3} c_v A^2$	Éq. 2.1 6
$n_{crowd} = \frac{\pi c_m L^2}{6 \delta}$	Éq. 2.2 6
$\Delta p = p_1 - p_2$	Éq. 2.3 15
$v(t) = \frac{\Delta p}{\mu R_D}$	Éq. 2.4 15
$R_D = w R$	Éq. 2.5 15
$w(t) = c_1 \gamma \int v(t) dt$	Éq. 2.6 16
$w = \sqrt{2 c_1 \gamma \left(\frac{\Delta p}{\mu R} \right) t}$	Éq. 2.7 16
$\frac{dq_F}{dt} = \frac{P}{\mu_F (C^* R q_F + R_D)}$	Éq. 2.8 17
$\frac{dQ_F}{dt} = \frac{P S_F^2}{\mu_F (C^* R Q_F + R_D S_F)}$	Éq. 2.9 17
$C^* = \frac{Q_w Q_S}{Q_w - Q_S}$	Éq. 2.10 18
$R = \alpha P^s$	Éq. 2.11 18
$R = \left(\frac{K_0 S_0^2}{\rho_f} \right) \left(\frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \right)$	Éq. 2.12 19
$S_0 = \frac{\text{Surface de solides}}{\text{Volume de solides}}$	Éq. 2.13 19
$\varepsilon = 1 - \frac{\text{Volume de solides}}{\text{Volume total}}$	Éq. 2.14 19
$\text{Energy consumption} = \frac{\text{Torque} \times \text{Rot. Speed}}{9.55 \times \text{Dry out. flow} \times 60}$	Éq. 6.1 77
$q = \frac{V \times c}{m}$	Éq. 8.1 106

Liste des Abréviations

φ	:	Angle d'hélice
Δp	:	Chute de pression à travers le cylindre perforé
s	:	Coefficient de compressibilité
c_m	:	Concentration massique
c_v	:	Concentration volumique
c	:	Consistance
α	:	Constante du gâteau
ρ_F	:	Densité solide
D	:	Diamètre de la presse à vis
b	:	Distance axiale entre les hélices de la vis
e	:	Épaisseur de l'hélice de la vis
n_{crowd}	:	Facteur d'enchevêtrement
CSF	:	Indice d'égouttage (Canadian Standard Freeness)
SR	:	Indice d'égouttage (Shopper Riegler)
L	:	Longueur de fibres
δ	:	Masse linéique des fibres
C^*	:	Masse sèche de suspension épaissie par unité de volume de filtrat
PCTMB	:	Pâte chimico-thermomécanique blanchie
PTM	:	Pâte thermomécanique

K	:	Perméabilité
γ	:	Poids spécifique de filtrat
T	:	Point de transition
ε	:	Porosité
P	:	Pression hydraulique appliquée sur le gâteau
h	:	Profondeur du passage
A	:	Rapport longueur/largeur de fibre
PLS	:	Régression par les moindres carrés partiels
R_D	:	Résistance de filtration
R	:	Résistance spécifique de filtration
S_o	:	Surface spécifique des particules
μ	:	Viscosité du filtrat
$v(t)$:	Vitesse de filtrat
U	:	Vitesse périphérique de la vis
n_{crowd}	:	Facteur d'enchevêtrement
RSF	:	Résistance spécifique de filtration

Chapitre 1- Introduction

La filtration sous pression est une importante méthode utilisée par l'industrie pour extraire l'eau d'une suspension. La modélisation de ce procédé rencontre cependant des problèmes lorsqu'il implique des particules souples et poreuses. Dans ce cas, l'enlèvement de l'eau est régi par des phénomènes apparaissant sur deux grandeurs d'échelle de porosité. Même si cette classe de problèmes peut être répertoriée dans divers domaines d'applications, la déshydratation dans l'industrie de pâte et papier est l'une des opérations les plus importantes. Elle est essentielle pour établir les consistances optimales pour certaines étapes de mise en pâte (raffinage, dispersion, blanchiment) et aussi pour l'enlèvement des constituants non fibreux et indésirables pour la mise en pâte (matières dissoutes, contaminants).

Les presses à vis ont montré leur importance dans la séparation solide-liquide. Par exemple, pour la déshydratation de la pâte à papier et des boues [1, 2], dans le pressage de fruit pour l'extraction de jus et pour extraire de l'huile [3, 4] ou pour la déshydratation de l'argile et le caoutchouc synthétique [5, 6]. L'industrie du papier a commencé à utiliser les presses à vis depuis des décennies pour un enlèvement efficace de l'eau des pâtes chimiques et mécaniques. Pour les pâtes chimiques, les presses à vis sont souvent installées dans les séquences de lavage et fréquemment situées après une cascade de filtres à tambour. Pour les pâtes mécaniques, les presses à vis sont utilisées comme épaisseurs avant le raffinage; aussi bien en amont qu'en aval du blanchiment. Malgré l'importance de l'enlèvement de l'eau, on a peu de connaissances analytiques sur le principe de ce processus dans l'industrie du papier. On trouve très peu d'études publiées qui examinent le mécanisme de fonctionnement des presses à vis appliquées au domaine des pâtes et papiers.

Avant de discuter les modèles dans les presses à vis, il est important de faire le point sur les propriétés des fibres de bois qui les rendent plus difficiles à déshydrater. Les fibres de bois sont creuses, en forme de tiges flexibles et possèdent une large distribution de longueur et de diamètre dépendamment des espèces et des conditions de croissance. Les fibres de bois s'agglomèrent pour former un matelas fibreux possédant une certaine

résistance mécanique [7, 8]. Quoique le matelas fibreux puisse se former par les charges surfaciques des fibres. Mason [9] mentionne que la floculation des fibres se produit par enchevêtrement mécanique plutôt que par les forces colloïdales. Elles s'enchevêtrent, se plient, et forment un réseau par des forces de friction [10]. Une fois le réseau de fibres formé, la suspension prend les propriétés d'une structure solide. Toutes ces propriétés complexes des fibres les rendent incompatibles à suivre les modèles standards de filtration. Certains auteurs ont essayé de comprendre et de modéliser les mécanismes qui contrôlent le drainage et la déshydratation des pâtes à papier ou d'autres produits [11-13]. Les études de Pettersson [14] ont montré que les suspensions des fibres de pâte n'obéissent pas aux théories de filtration standards. La réponse du matelas de fibres à la compression est essentielle pour connaître la consistance finale dans la presse à vis. Les relations dynamiques entre la pression et la consistance sont requises pour prédire l'effet sur la variation du temps de résidence dans la zone de compactage et au bouchon.

L'objectif de ce travail est l'étude de l'enlèvement de l'eau de la pâte à papier par une presse à vis. Plus spécifiquement, il visera le fonctionnement de la presse pour établir un modèle qui relie tous les paramètres qui influencent le bon fonctionnement. Il permettra aussi la validation d'un modèle mathématique fondamental développé à l'Université de la Colombie-Britannique (UBC) sur la presse à vis de l'usine de pâte à papier de l'Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I2E3).

Ce travail se présente comme suit : après l'introduction, le chapitre 2 fera le point sur la littérature sur les fibres de bois et les propriétés qui les rendent moins susceptibles d'obéir aux lois traditionnelles de filtration. Dans ce chapitre, nous discuterons aussi des différents principes et théories sur les presses à vis. Par la suite, le chapitre 3 détaillera la problématique et le chapitre 4 portera sur les méthodes et matériaux utilisés. Nous avons rédigé trois articles dans le cadre de ce travail. Le premier article constituera le chapitre 5 et il traitera du comportement de déshydratation le long de la presse à vis. Cet article représente le premier pas pour mieux comprendre comment les pâtes se déshydratent, et met l'accent sur les différences entre les pâtes traitées. Dans le chapitre 6, nous présenterons le deuxième article qui portera sur les facteurs d'influence dans la presse à vis, pour mieux les classer. Ces mêmes facteurs feront aussi l'objet de l'article 3 du

chapitre 7, dans le but d'établir des modèles statistiques conventionnels ainsi qu'une analyse multivariée. À la suite de ce dernier article, un chapitre de résultats complémentaires décrira les propriétés de la pâte qui peuvent changer lors de la déshydratation dans la presse. Nous finirons par une conclusion générale sur les principaux résultats.

Chapitre 2- Revue de la littérature

La déshydratation des fibres dans les presses à vis est contrôlée par plusieurs paramètres. Dans ce chapitre, nous commencerons par une description des principales propriétés des fibres qui influencent l'enlèvement de l'eau dans une pâte en suspension, telles que leurs tendances à flocculer et à s'agglomérer et les différentes théories à ce sujet. Par la suite, une description des mécanismes de drainage et d'enlèvement de l'eau dans une presse à vis et des tentatives d'auteurs à modéliser ces mécanismes et les théories mises en jeu seront présentées. Enfin, on verra les principaux paramètres de la presse ainsi que les propriétés des fibres qui peuvent influencer l'efficacité de déshydratation des fibres.

2.1 Pâte à papier

Les suspensions de pâte à papier subissent différents traitements avant le passage dans la machine à papier, d'où l'intérêt de bien connaître les propriétés des suspensions eau-fibre lors de la conception des nouveaux équipements pour la mise en pâte. Dans ce travail, nous nous intéresserons particulièrement aux propriétés de filtration et de pressage de la pâte. Ces propriétés varient considérablement et dépendent de la consistance, de l'indice d'égouttage, de la température et de la composition de la pâte. Les fibres possèdent des propriétés assez différentes même celles issues du même arbre.

Les suspensions de pâtes à papier sont hautement non-Newtonniens, thixotropes et possédant des propriétés pseudo-élastiques. En conséquence, l'étude du pressage et de l'écoulement de la pâte sont assez complexes [15, 16]. Les propriétés rhéologiques et de floculation des fibres ont suscité l'intérêt de plusieurs chercheurs dans le but de mieux décrire les phénomènes de pressage et d'écoulement [7, 16, 17]. Certains auteurs ont démontré que le processus de déshydratation dans les presses à vis se divise en deux phases [13, 18], soit une phase de filtration suivie d'une phase d'extraction par compression. Nous discuterons ainsi de la perméabilité des suspensions des pâtes à papier qui affecte la phase de filtration dans la presse à vis.

2.1.1 Floculation de fibres

L'efficacité d'élimination de l'eau d'une suspension est affectée d'une manière complexe par différentes conditions opératoires, mais aussi par le type de la suspension à déshydrater. Dans notre cas, nous allons travailler sur les fibres de bois en écoulement dans une presse à vis. Elles vont subir des effets de cisaillement, ce qui va influencer le contact entre les fibres et la floculation des fibres, et par conséquent les performances de la presse, d'où la nécessité de citer les différents travaux qui ont traité de la floculation des fibres aussi bien que du contact fibre/fibre.

Les fibres de bois sont creuses, sous forme de tiges flexibles possédant différentes longueurs et diamètres dépendants des espèces et des conditions de croissance. Les fibres de bois en suspension s'agglomèrent pour former un réseau de fibres avec une certaine résistance mécanique [7, 8, 19].

Dans les années cinquante, Mason [9] a étudié le mouvement des fibres de bois subissant un effet de cisaillement dans un appareil du type Couette. Il a aussi étudié la formation de fibres suite à un processus de collision et d'adhésion [20]. Les études de Mason ont montré que la cause principale de la floculation des fibres est l'accrochage mécanique et non les forces colloïdales. Mason a défini une concentration critique¹ à partir de laquelle les fibres en rotation ont une chance de se heurter et s'enchevêtrer mécaniquement entre elles. Au-dessous de cette concentration, les fibres ne sont pas en contact alors elles n'ont pas de chance de s'enchevêtrer. Cette concentration est souvent en dessous de la concentration des suspensions de fibres lors de la mise en pâte. Kerekes [21] a classifié quatre types de forces de cohésion qui contribuent à la floculation des fibres : les forces colloïdales, l'enchevêtrement mécanique, l'interface de résistance au frottement et la tension superficielle. De plus, Kerekes a défini un facteur d'enchevêtrement, qui est défini comme le nombre de fibres dans une sphère de diamètre égal à la longueur de fibre (Éq. 2.1).

¹ Concentration maximale permettant un mouvement non restreint de toutes les fibres.

$$n_{crowd} = \frac{2}{3} c_v A^2 \quad \text{Éq. 2.1}$$

A étant le rapport longueur/largeur de la fibre et c_v la concentration volumique.

Ensuite, Kerekes et Schell [22] ont utilisé le facteur d'enchevêtrement pour caractériser l'uniformité d'une suspension de pâte en écoulement à travers une grille. Dodson et Schaffnit [23, 24] ont trouvé qu'il est préférable de travailler avec une concentration massique qui est plus souvent mesurée au lieu de la concentration volumique qui est difficile à mesurer et peut être calculée à partir de la concentration massique :

$$n_{crowd} = \frac{\pi c_m L^2}{6 \delta} \quad \text{Éq. 2.2}$$

L et δ sont la longueur et la masse linéique des fibres respectivement.

Soszysnki et Kerekes [10, 25] ont caractérisé l'état des fibres dans une suspension suivant la valeur du facteur d'enchevêtrement (n_{crowd}). Les fibres dans un régime dilué, ont une chance de collision quand le $n_{crowd} = 1$, et un contact en continu dans une suspension concentrée de $n_{crowd} > 60$. Martinez et coll. [26] ont corrigé la limite de régime dilué pour un $n_{crowd} = 16$ qui représente le début de ce qu'ils ont défini comme le point de gel. Le facteur d'enchevêtrement d'une pâte à papier à l'alimentation de la machine à papier se situe entre 10 et 45 [27]. Donc, le facteur d'enchevêtrement est assez important à considérer lors de pressage et filtration des pâtes à papier.

2.1.2 Propriétés rhéologiques des pâtes à papier

Les fibres de bois contrôlent les propriétés rhéologiques de la pâte à papier. Les fibres ont typiquement une longueur de 1 à 3 mm et un diamètre de 15 à 30 μm [16]. Comme discuté dans la section précédente, les contacts fibre-fibre représentent les caractères rhéologiques d'une suspension de pâte. Les pâtes à papier ont un comportement non-Newtonien, ce qui veut dire qu'elles possèdent une relation non linéaire entre la contrainte et la vitesse de déformation. Leur structure est complexe et largement influencée par l'écoulement. Les suspensions de pâte à papier possèdent des propriétés des fluides rhéofluidisants. Leur

viscosité effective diminue lorsqu'on augmente la contrainte donc elles seront dépendantes de la consistance. En conséquence, les suspensions de pâte à papier sont classifiées en faible consistance ($C_m = 0$ à 8 %), consistance moyenne ($C_m = 8$ à 20 %), haute consistance ($C_m = 20$ à 40 %) et ultra haute consistance ($C_m > 40$ %) [16]. Dans notre cas, nous avons travaillé sur des suspensions de faible consistance (de 2 à 4 %) à l'entrée, pour récupérer à la sortie de la presse à vis une pâte avec une consistance allant jusqu'à 45 %.

2.1.3 Perméabilité des pâtes à papier

Lors de la déshydratation dans une presse à vis, nous assistons au phénomène d'écoulement dans les milieux poreux. En principe, l'écoulement à travers un milieu poreux est généralement décrit par la loi de Darcy [28, 29]. La perméabilité est définie par un facteur de perméabilité k qui inclut toutes les informations sur la structure poreuse du matériel. Depuis la première mesure de perméabilité de papier dans les années 1940 [30], elle est devenue un paramètre assez important pour caractériser un matelas fibreux lors du pressage. La perméabilité d'un matelas fibreux peut varier de plusieurs ordres de grandeur en raison de la compression mécanique associée à la réduction de la porosité. Ce facteur dépend aussi des propriétés de fibres (taille, flexibilité, structure de surface) [31]. Toutes ces propriétés ainsi que les interactions entre le fluide et les fibres affectent la résistance à l'écoulement à travers un matelas fibreux et par conséquent affectent la déshydratation.

2.2 Les presses à vis

Les presses à vis sont fréquemment utilisées dans les séparations solide-liquide. Elles étaient surtout utilisées dans l'industrie agroalimentaire [3, 4, 32], pour l'extraction de jus des fruits, les graisses animales et les huiles végétales. Maintenant, nous les trouvons dans les stations de traitement des eaux pour épaissir les boues [33], et de plus en plus dans le prétraitement de biomasse [34]. Malgré la grande différence entre les caractéristiques du produit alimentaire et les suspensions de pâtes à papier, une ressemblance de comportement des produits dans le canal de la presse à vis peut-être attendue, au moins dans la dernière partie de la presse où le produit devient solide. Nous trouvons sur le

marché des presses à vis augmentant la consistance de 3 % à 35 % pour une capacité de 500 tonnes/jour, possédant un diamètre de 1 m et une longueur de 10 m [18].

La figure 2.1 représente une presse à vis horizontale utilisée pour enlever de l'eau d'une suspension de pâte à papier. Les presses à vis consistent principalement en une vis sans fin en rotation à l'intérieur d'une grille cylindrique perforée. Le pas de la vis ainsi que la profondeur du canal peuvent être fixes ou variables suivant l'axe de la vis. Au point de décharge, il y a une zone sans filtre appelé bouchon. Les limites d'écoulement peuvent être ajustées à la décharge en utilisant un cône réglable mécaniquement ou par un système pneumatique, permettant d'ajuster la contre-pression. Il existe une large variété de presses à vis, qui varient en taille et en design. La plupart sont horizontales, d'autres sont verticales ou inclinées. Les presses inclinées sont souvent plus légères et moins coûteuses, mais leur consistance de décharge est moindre que celle des presses horizontales [35].

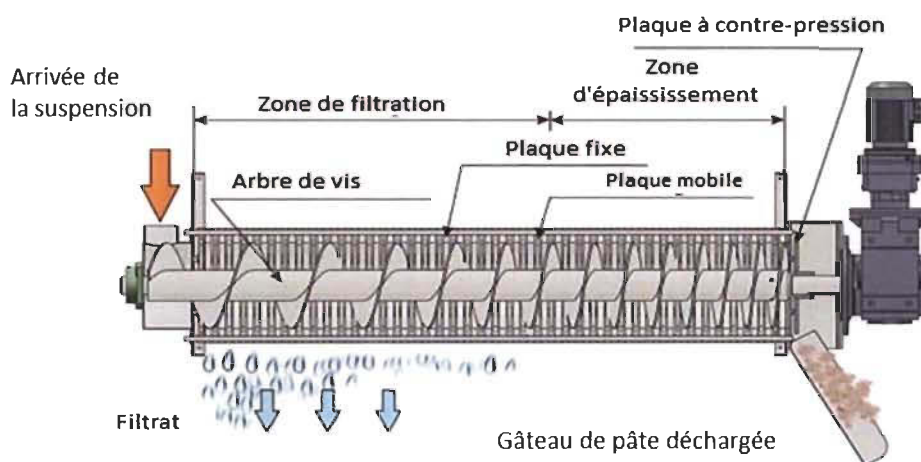


Figure 2.1 Presse à vis (figure adaptée de [36])

Une classe de presses à vis appelée presses à vis de lavage possède un arrangement qui permet d'injecter de l'eau dans le canal de la vis avec ré-épaississement consécutif, ce qui augmente la performance de la presse [35]. L'eau peut être injectée dans le canal via l'arbre de la vis ou à travers la grille cylindrique; les deux systèmes sont disponibles [37]. Finalement, on trouve des presses à vis conique; le diamètre de la vis sans fin diminue le

long de la presse et tourne à l'intérieur d'une grille tubulaire. Elles sont appelées des presses coniques (Figure 2.2)

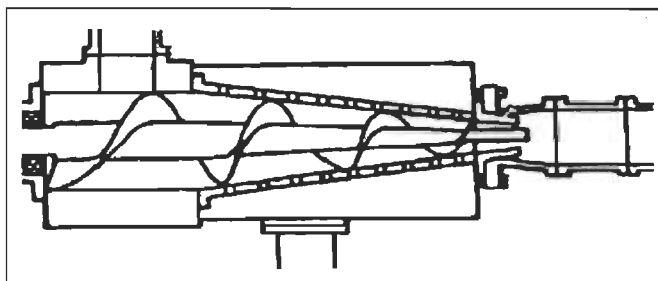


Figure 2.2 Presse à vis conique [38]

2.2.1 Principe et théorie du fonctionnement de la presse à vis

Les détails des mécanismes de transport et de drainage qui contrôlent la déshydratation dans les presses à vis demeurent inconnus. Ceci se reflète par le manque de publications qui traitent de la déshydratation d'une suspension de pâte à papier dans une presse à vis. Les études faites sur différents matériaux ont montré que le comportement de chaque matière diffère au niveau de ses caractéristiques [11, 18, 35, 39-43]. Les caractéristiques importantes sont par exemple : la consistance, la taille et le gonflement des particules. Les propriétés de la suspension peuvent aussi affecter le processus; comme sa force de résistance au cisaillement et sa compressibilité. Les paramètres opératoires de la presse affecteront aussi le comportement des matériaux traités en contact avec la vis. Le principe détaillé ci-après concerne le pressage d'une pâte à papier dans une presse à vis. Il peut être généralisé pour d'autres types de matériaux à condition d'évaluer les propriétés de chaque matériau que l'on veut déshydrater puisque les propriétés des matières à traiter sont en relation directe avec l'effet de cisaillement.

La presse à vis (Figure 2.1) a une conception plutôt simple, avec seulement une partie fixe (la grille) et une partie tournante (la vis). Le matériel à épaissir entre dans la presse, il est tout d'abord filtré sur la grille perforée, ce qui conduit à la formation d'un réseau de fibres, un matelas, qui remplit le canal de la vis. Le réseau de fibres est transporté par la suite avec une vitesse plus au moins uniforme à travers la conduite vers la sortie de décharge, avec une augmentation de pression suffisante pour atteindre un taux de déshydratation adapté.

La siccité finale est conditionnée par la capacité de la pâte à subir des contraintes mécaniques, plus particulièrement sous la forme de taux de cisaillement. Il est évident que chaque type de matière à presser a un comportement propre et singulier en réponse à ces contraintes. Dans notre cas, nous allons travailler sur la pâte à papier qui est une matière fibreuse avec un fort taux de cisaillement.

L'écoulement dans la presse à vis est difficile à visualiser. Le résultat de modélisation sera le même si la vis est fixe et la cuve est en rotation dans la direction opposée de la vis à l'état normal. Par conséquent, la vis est souvent utilisée comme référence durant l'analyse de l'écoulement des presses à vis [44-46]. La figure 2.3 représente ce principe. L'autre simplification sera de présumer que le passage hélicoïdal à l'intérieur de la presse à vis peut-être déroulée, et reste linéaire. Il faut cependant noter que cette simplification ne tient pas compte du fait que la vis nettoie la surface de la grille à chaque rotation.

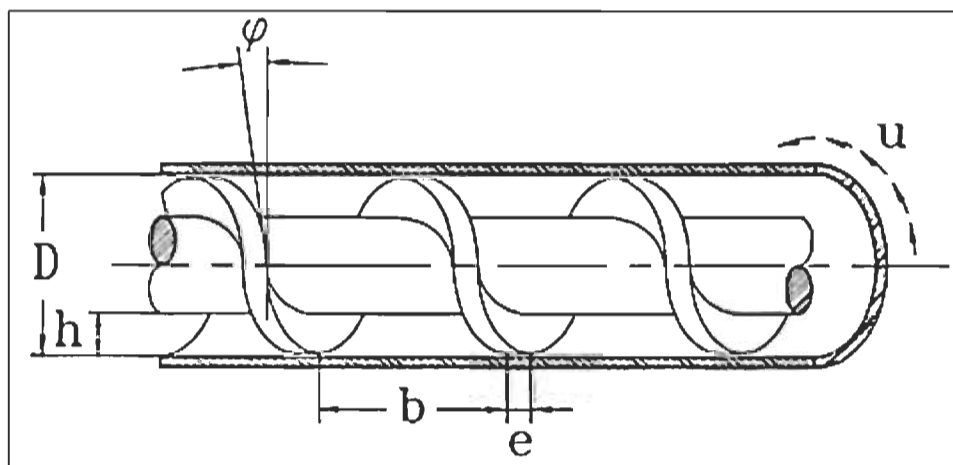


Figure 2.3 Presse à vis avec principe de vis stationnaire et la cuve en rotation (figure adaptée de [18])

Le canal est considéré restant stationnaire avec la grille déroulée, qui apparaît comme à plat au-dessus du canal. La figure 2.4 donne plus de détails.

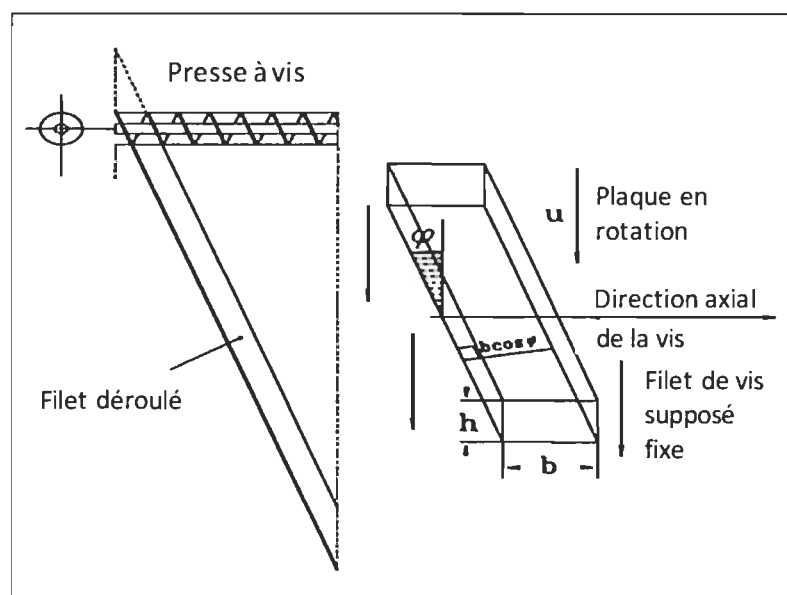


Figure 2.4 Le concept de déroulage du canal hélicoïdal de la vis (figure adaptée de [18]).

Durant l'opération de pressage à vis, la pâte dans le canal fera l'objet de plusieurs forces. Les forces créées par la vis en rotation engendrent le mouvement de la suspension épaissie vers la grille. Les forces sont balancées avec les forces de friction établies entre la pâte et les parois du canal aussi bien qu'avec la grille perforée, comme représentées sur la figure 2.5. La rotation de la cuve à une vitesse U exerce une trainée sur la matière à déshydrater à l'intérieur de la presse. L'écoulement de la matière à déshydrater est donc causé par ces forces de pression. Le glissement et le cisaillement dépendent des caractéristiques de la matière, du niveau de pression dans le canal, aussi bien que du profil de pression. La pression à chaque point du canal est créée par un équilibre complexe entre la pression à l'entrée et la pression à la sortie, la trainée appliquée sur la matière dans le canal, la résistance au drainage de la suspension, la perméabilité et la compression de la suspension épaissie.

Le processus de pressage dans les presses à vis n'a pas fait l'objet d'études analytiques complètes avec traitement de l'enlèvement de l'eau des suspensions de particules, ou plus précisément sur la déshydratation des pâtes à papier. Les études déjà faites se sont focalisées sur l'extraction des huiles ou la déshydratation des boues. Les études faites par Shirato et coll. [12, 13, 47, 48] peuvent être considérées comme la description analytique la plus complète traitant le fonctionnement et les mécanismes à l'intérieur d'une presse à

vis. Toutefois, plusieurs études sont basées sur des suspensions d'argile. Les résultats ont montré une augmentation de la concentration de 30-45 % à 50-70 %.

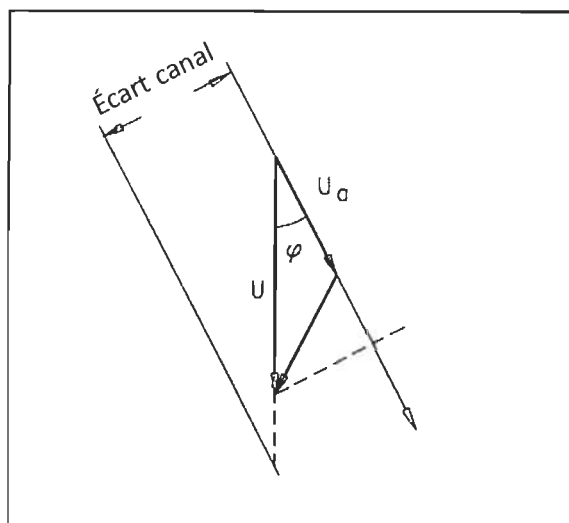


Figure 2.5 Explication du principe de déroulement, le cylindre tourne à une vitesse U et la pâte à une vitesse U_a

2.2.2 Les presses à vis dans l'industrie papetière

L'utilisation des presses à vis dans l'industrie des pâtes à papier date des années 1900 [35]. Elles étaient utilisées principalement pour l'élimination de la liqueur de cuisson des pâtes chimiques. Les problèmes rencontrés lors de la rotation de la pâte dans la presse en plus des débits limités ont limité l'utilisation des presses à vis. Le développement des processus mécaniques de mise en pâte a accru l'utilisation des presses à vis, surtout pour l'épaississement des rejets. À présent, les presses à vis sont utilisées dans presque tous les processus de mise en pâte; mécanique, semi-chimique et chimique, aussi bien que dans le traitement des rejets de mise en pâte. L'utilisation des presses à vis varie dépendamment du type de processus et de la position des presses dans le processus. Un résumé de l'utilisation des presses à vis dans l'industrie de papier est donné dans le tableau 2.1. L'aspect le plus important de l'utilisation des presses à vis est leur capacité à augmenter la consistance de la pâte, la réduction du coût de l'utilisation des produits chimiques et de vapeur dans les étapes qui suivent les presses à vis ainsi que l'amélioration de la qualité de la pâte dans d'autres cas. Un autre avantage de l'utilisation des presses à vis est l'élimination des quantités considérables des constituants non fibreux lors de

l'épaississement de la suspension : matières dissoutes, produits chimiques et sous-produits en plus de petites particules (encre, argile, résines, etc.). Dans de nombreux processus, ceci est essentiel pour la qualité finale du papier et sur l'économie des produits de blanchiment.

Tableau 2.1 Utilisation d'une presse à vis dans la fabrication de la pâte à papier (traduit de [35])

Procédé de mise en pâte	Positionnement de la presse à vis	Objectif principal	Effets secondaires
Mécanique	- Blanchiment des copeaux - Inter-étage de blanchiment	- Augmenter la consistance dans le but d'économiser les produits chimiques - Récupérer les produits chimiques	Enlever des produits chimiques résiduels et des matières extractibles.
	Avant le raffinage	Augmenter la consistance pour améliorer la qualité de la pâte (propriétés de résistance)	
Chimique	Après la dernière étape de lavage	Enlever les constituants de la liqueur noire	Enlèvement de la liqueur de cuisson
Semi-chimique Haut rendement	Entre les étapes du procédé et après le raffinage	Lavage : enlèvement de produits chimiques et des matières dissoutes,	Réduire la charge au deuxième raffineur, enlèvement de la liqueur du traitement chimique
Semi-chimique Bas rendement	Après le raffinage	Lavage : enlèvement de produits chimiques et des matières dissoutes,	Enlèvement des produits chimiques résiduels.
Vieux papiers	- Avant la dispersion à chaud - Avant le blanchiment	Augmenter la consistance pour réduire la consommation de chaleur et de produits chimiques	Enlever les contaminants et séparer les boucles d'eau (alcaline/neutre)

2.3 Les mécanismes et théories de la filtration

Les mécanismes de la déshydratation à l'intérieur du canal de la vis hélicoïdale sont assez complexes malgré l'apparence simple du design des presses à vis. La déshydratation à travers la grille se produit le long du canal hélicoïdal où la suspension est transportée axialement à l'arbre de la presse.

L'étude la plus complète sur les mécanismes de l'enlèvement dans une presse à vis a été faite par Shirato et coll. [12, 13]. Il a divisé le processus en deux étapes, une filtration initiale suivie d'une consolidation. Dans la première étape, un gâteau filtré se forme graduellement en avançant à l'intérieur du canal vers un point de transition (T), où il remplit toute la section de passage du canal. C'est depuis ce point que le compactage de la suspension commence (Figure 2.6). Le positionnement exact du point de transition dépend des caractéristiques de drainage de la suspension et des conditions opératoires.

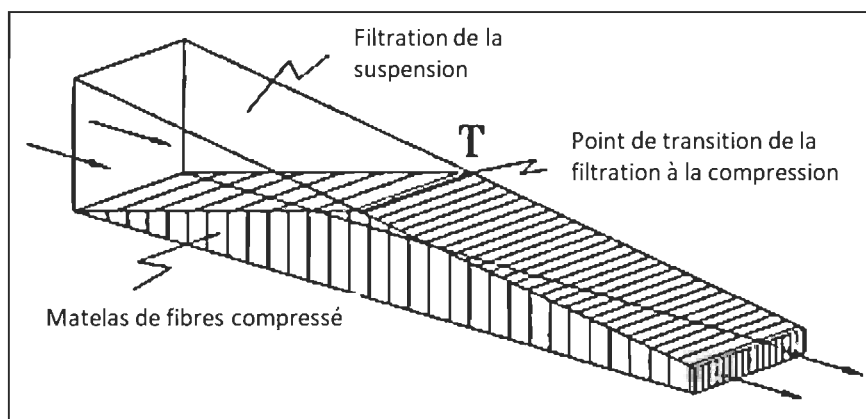


Figure 2.6 Canal de la vis avec une filtration initiale de la suspension, formation graduelle du réseau et la consolidation après le point de transition T (adaptée de [18])

Dans leur modélisation du processus de déshydratation, Shirato et coll. [12, 13] ont considéré la zone de filtration comme une série de filtrations discontinues, avec une augmentation graduelle de la pression et de la consistance de la suspension, de la zone de filtration vers le point de transition (Figure 2.6). À partir de ce point, ils supposent une augmentation continue de la pression de consolidation, suffisante pour réduire le volume de la suspension. Le même principe était adopté récemment par Eaves et coll. [19]. Alors,

la déshydratation se fait par deux mécanismes qui provoquent l'enlèvement de l'eau de la suspension de la pâte à papier. Premièrement, la suspension en écoulement non agglomérant à l'entrée de la presse à vis subit une filtration à pression constante, produisant une augmentation de la concentration de la suspension. Deuxièmement, l'augmentation de la concentration engendre une compaction de la pâte à papier dans le canal de la vis permettant la déshydratation par consolidation. La suspension en écoulement non agglomérant transmet une pression hydraulique et une compression mécanique au réseau de fibres compactées au « bouchon ». En fait, la siccité est obtenue par le compactage de la pâte convoyée et égouttée par le système vis/grille sur un bouchon de pâte créé à l'extrémité de la vis, par l'interruption du filet. L'eau s'égoutte progressivement tout au long de la grille de filtration, puis est compressée à l'arrivée au bouchon : c'est la phase de déshydratation proprement dite. Les études ont montré que le drainage par filtration est le mécanisme dominant dans la première partie de la presse à vis. Donc, pour établir la relation entre les variables d'entrée et les variables de sortie de la presse à vis, il est utile d'examiner la littérature sur le drainage par filtration. Seifert [39] a tenté d'élaborer des équations qui simplifient l'exploitation de la presse à vis. Lors de l'élaboration des équations, Seifert a proposé les hypothèses suivantes :

1. La chute de pression est constante sur toute la surface de filtration et ne change pas avec le temps (t), où p_1 est la pression à l'intérieur de la presse et p_2 est la pression à la surface de la perforation, ce qui nous donne l'équation :

$$\Delta p = p_1 - p_2 \quad \text{Éq. 2.3}$$

2. La loi de Darcy (ou Poiseuille) pour les écoulements à travers un média poreux s'applique dans ce cas. La loi dit que la vitesse de filtration (v) est proportionnelle à la différence de pression (Δp) et inversement proportionnelle à la viscosité du filtrat (μ) et à la résistance au drainage (R_D)

$$v(t) = \frac{\Delta p}{\mu R_D} \quad \text{Éq. 2.4}$$

3. La résistance de drainage (R_D) est proportionnelle à la résistance spécifique de drainage (R) et au poids par unité de surface (w).

$$R_D = w R \quad \text{Éq. 2.5}$$

4. Toutes les fibres contenues dans la suspension de pâte en écoulement s'accumulent dans le gâteau sans perte des fibres dans le filtrat :

$$w(t) = c_1 \gamma \int v(t) dt \quad \text{Éq. 2.6}$$

En se basant sur les hypothèses (1-4) et sur les équations (2.3-2.6), Seifert a pu obtenir l'équation suivante :

$$w = \sqrt{2 c_1 \gamma \left(\frac{\Delta p}{\mu R} \right) t} \quad \text{Éq. 2.7}$$

Avec :

- c_1 (%) : La consistance de la suspension d'alimentation.
- γ (kg/m³) : Le poids spécifique du filtrat.

Cette relation montre que le poids du gâteau augmente avec le temps, la chute de pression et la consistance de la suspension.

Les analyses faites par Seifert permettent de faire des prédictions quantitatives sur l'effet de chaque paramètre; c.-à-d. : la résistance d'égouttage de la pâte, la température, la chute de pression et la vitesse de rotation de la vis. Ce modèle se base sur des équations de filtration simple sans tenir compte du compactage de la pâte. De plus, il ne tient pas compte du fait que le passage de la vis défait le gâteau en contact avec la grille et n'a pas vérifié ses équations avec des essais expérimentaux.

Shirato et coll. [13] ont fait leurs expériences sur un modèle d'une presse à vis avec un diamètre de vis de 24 mm, à pas constant de 23,4 mm. Le diamètre de l'arbre varie de telle sorte que l'on a une profondeur de canal de 6 mm à l'entrée et de 2 mm au point de décharge. Shirato [13] a fait une comparaison de la déshydratation d'un produit de haute consistance avec une suspension diluée d'argile. Shirato a conclu que l'épaississement de la suspension d'argile se fait en deux étapes, soit, une première phase de filtration suivie d'une phase de consolidation, cependant pour une suspension de haute consistance on a seulement la phase de consolidation. Il a trouvé que la déshydratation dépend des propriétés des produits à consolider, de la vitesse de rotation de la vis et de la pression d'alimentation. Lors du pressage de la suspension, Shirato a trouvé que la pression de

pressage, le temps de passage ainsi que la concentration de la suspension à la sortie de la presse diminuent si la vitesse de rotation augmente. Alors, Shirato a défini un terme de vitesse critique au-dessus duquel on aura une déshydratation. Cependant, pour le produit semi-solide, le point critique n'apparaît pas, ce qui montre que la déshydratation dépend du type de produits et de leurs caractéristiques.

2.3.1 Le modèle standard de filtration

Le modèle standard pour une filtration à pression constante est basé sur une forme modifiée de la loi de Darcy pour les écoulements à travers les lits poreux incompressibles idéaux; les pores ou les vides sont distribués régulièrement dans chaque couche du gâteau de filtration. Dans ce modèle, il est supposé que le débit volumétrique est équilibré par une force motrice divisée par une résistance. L'équation est valide seulement pour les écoulements laminaires et peut être écrite sous forme différentielle comme suit (Équation de Ruth) :

$$\frac{dq_F}{dt} = \frac{P}{\mu_F (C^* R q_F + R_D)} \quad \text{Éq. 2.8}$$

Ou :

$$\frac{dQ_F}{dt} = \frac{P S_F^2}{\mu_F (C^* R Q_F + R_D S_F)} \quad \text{Éq. 2.9}$$

q_F est le volume de filtrat par unité de surface ($q_F = Q_F/S_F$, S_F est la section de filtration, P est la pression hydraulique appliquée sur la suspension en Pascal, μ_F est la viscosité du filtrat, R est la résistance spécifique de filtration (RSF) en mètre par kilogramme, R_D est la résistance de média filtrant (m^{-1}) et C^* est une concentration calculée qui est égale à la masse du gâteau déposé par unité de volume de filtrat. Le modèle standard néglige la perte de sédiments en suspension à travers le support filtrant. La mesure de la résistance spécifique de filtration n'est pas standard, ce qui représente un inconvénient pour appliquer l'équation 2.9. Son principe est cependant assez simple : un volume prédéterminé de suspension est drainé sous pression constante; le volume de filtrat est mesuré en continu par une balance numérique. Quand la filtration est complétée, le

matelas de fibres est séché et la masse du gâteau par unité de volume de filtrat est déterminée (C^*). Cela étant, on détermine la résistance spécifique de filtration moyenne (R) à partir de la pente du diagramme $t/Q_F = f(Q_F)$ et la résistance de média filtrant (R_D) est l'ordonnée à l'origine.

C^* est corrélé par bilan de masse avec la concentration de la suspension épaissie et la concentration de suspension initiale (C_w et C_s) comme suit [49, 50] :

$$C^* = \frac{Q_w Q_s}{Q_w - Q_s} \quad \text{Éq. 2.10}$$

Le terme de la résistance spécifique de filtration a été mis en question pour les matières compressibles. Le modèle a été développé pour les matériaux incompressibles et la haute compressibilité de la suspension ne permet pas une augmentation proportionnelle du taux de filtration avec l'augmentation de la pression de filtration, alors apparemment la loi de Darcy n'est pas applicable dans ce cas. Malgré le manque de proportionnalité entre la pression et le taux de filtration, Carman [51] a conclu que la loi de Darcy reste applicable et que l'écart apparent est dû à l'effet de la pression sur la porosité et donc sur la Résistance Spécifique de Filtration (RSF). Carman a aussi supposé que la résistance spécifique de filtration moyenne doit rester constante durant la filtration parce que les données de filtration d'une suspension compressible s'accordent avec le modèle standard pour les suspensions incompressibles (la représentation de t/Q_F en fonction de Q_F est une ligne droite (Figure 2.7). Par conséquent, l'équation 2.9 est valide pour les gâteaux compressibles aussi bien que les gâteaux idéaux, sachant que R est supposé variable en fonction de la pression P . Empiriquement, Lewis [52] a donné l'équation :

$$R = \alpha P^s \quad \text{Éq. 2.11}$$

Où α et s sont respectivement la constante du gâteau et le coefficient de compressibilité de la suspension. La valeur de s varie de 0 pour les matières incompressibles, à plus de 1 pour les pâtes à papier à haute compressibilité.

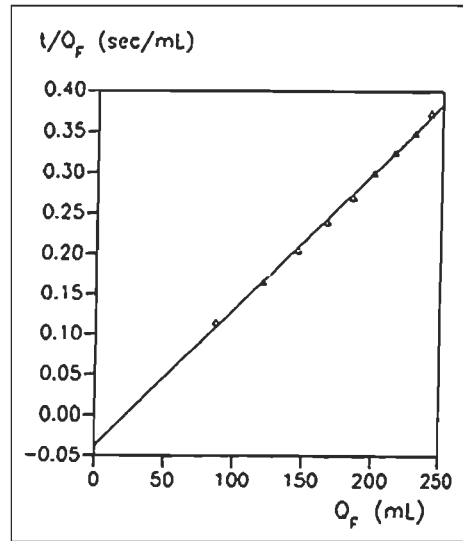


Figure 2.7 $t/Q_F=f(Q_F)$ pour une pâte CTM [35]

2.3.2 Les éléments de la résistance de filtration

Kozeny, et par la suite Carman, ont utilisé la loi de Poiseuille pour les écoulements à travers les tubes capillaires et ils ont lié la perméabilité à la porosité, la surface spécifique et la densité de la suspension épaissie. En utilisant l'équation de Kozeny-Carman, la résistance spécifique de filtration sera égale à :

$$R = \left(\frac{K_0 S_0^2}{\rho_f} \right) \left(\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \right) \quad \text{Éq. 2.12}$$

Où K_0 est le facteur de Kozeny qui est proche d'une valeur de 5,5 dans un intervalle de faible porosité [53]; il dépend généralement de la taille des particules, de la forme et de la porosité; S_0 est la surface spécifique des particules dans la suspension épaissie, en contact avec le liquide en écoulement :

$$S_0 = \frac{\text{Surface de solides}}{\text{Volume de solides}} \quad \text{Éq. 2.13}$$

ρ_f est la densité de solides et ε est la fraction de vide définie comme suit :

$$\varepsilon = 1 - \frac{\text{Volume de solides}}{\text{Volume total}} \quad \text{Éq. 2.14}$$

2.4 La résistance spécifique appliquée dans les pâtes à papier

De nombreux travaux publiés ont appliqué et vérifié le concept de la résistance spécifique de filtration pour les pâtes à papier. La plupart des auteurs ont utilisé des suspensions très diluées (0,001 – 0,2 %) pour éviter les effets de la floculation des fibres et le compactage de fibres du gâteau durant le processus de filtration [54]. L'objectif de la plupart des études était de développer des modèles mathématiques de mécanismes de drainage qui peuvent être utilisés dans les procédures de design ou la prédiction des effets de changement dans divers paramètres opératoires dans la section de drainage des machines à papier.

La contribution la plus significative pour l'application du concept de RSF dans les travaux sur les pâtes à papier a été faite par Ingmanson et coll. [53, 55-57]. Ils ont étudié le concept de la RSF pour une variété de suspensions diluées de pâte chimique, raffinées aussi bien que non raffinées. Ils ont conclu que la résistance spécifique de filtration est bien appropriée pour évaluer l'égouttabilité des pâtes à papier. L'équation de Kozeny-Carman était utilisée pour déterminer le changement de la surface spécifique avec le raffinage.

2.4.1 Effet de la consistance sur la RSF

Contrairement à l'indépendance théorique de la concentration initiale de la pâte liquide et le concept de la résistance spécifique de filtration, la plupart des auteurs ont conclu une forte dépendance avec la concentration de la pâte liquide. Cependant, des résultats expérimentaux contradictoires traitent de ce sujet. Pires et Springer ont conclu que la RSF augmente avec l'augmentation de la consistance, suivant le profil d'une fonction de puissance. Ils ont trouvé un exposant de 0,7 pour une pâte de bois mou et un exposant de 1,3 pour une pâte mécanique pour une consistance variant de 0,1 à 0,5 %. Ingmanson [56] a cependant trouvé que dans un intervalle de 0,01 à 0,03 %, la consistance n'a pas d'effet sur la résistance spécifique de filtration. Ingmanson et Whitney [57] pour leur part, mentionnent qu'à plus haute consistance, les fibres deviennent entrelacées et ne remplissent pas les pores dans le réseau lors de la filtration, ce qui a été confirmé plus tard par Kerekes [21]. Ingmanson et coll. [53, 55] ont trouvé que la RSF diminue de 50 % avec une augmentation de la consistance de la pâte liquide de 0,2 à 1 %. Ils ont justifié ce

résultat par l'effet de la floculation des fibres à plus haute consistance, lorsque les fibres deviennent entrelacées et ne remplissent pas les pores dans le réseau lors de la filtration.

Les fibres sont très compressibles et la compression durant la filtration est causée par l'effet cumulatif de la force de trainée fluide sur les fibres. Durant la filtration de suspension de fibres de haute consistance, l'expression de l'eau du gâteau se fait par la compression des fibres agglomérées [58]. Il semble que la concentration C^* soit invariable avec la pression de filtration ainsi que la concentration de la suspension épaissie formée (C_s). Par ailleurs, cela signifie que la consolidation de fibres durant la filtration devient significative, d'où la non-linéarité du diagramme t/q_f en fonction de q_f et donc le modèle est invalide [59-61]. La non-linéarité apparaît aussi quand la sédimentation devient significative [59-61].

2.4.2 Effet de l'indice d'égouttage sur la RSF

L'indice d'égouttage est mesuré pour décrire les caractéristiques de drainage d'une suspension. Des indices d'égouttage élevés reflètent une suspension à haut drainage. Les pâtes raffinées possèdent un indice d'égouttage plus bas qu'une pâte non raffinée [62]. Les caractéristiques de drainage et la floculation [21] d'une suspension de fibres sont importantes dans le processus de mise en pâte. Elles sont étroitement corrélées avec les propriétés des fibres, telles que : la flexibilité des fibres, la fibrillation des fibres et la quantité de fines dans la suspension. En plus, ces propriétés ont un grand impact sur les caractéristiques les plus importantes du papier, comme la rigidité, la blancheur du papier, l'opacité, la porosité, la rugosité, etc. Les caractéristiques de drainage ont bien évidemment un grand impact sur les opérations de mise en pâte et les machines d'enlèvement de l'eau (filtres, presses, etc.). Lors du raffinage, en plus de réduire l'indice d'égouttage, les fibres subissent plusieurs changements, tels que l'augmentation de leurs flexibilités, une fibrillation sur la couche externe et la production de fines [63].

Deux tests de drainage sont les plus utilisés dans l'industrie des pâtes à papier; l'indice d'égouttage canadien standard (CSF) et les tests de Shopper Riegler (SR). Les pâtes à évaluer dans les tests SR et CSF sont diluées à de très faibles concentrations (3 et 2 g/L) et 1 litre de la suspension est placé pour se drainer par effet de gravité dans des

instruments standardisés. Les designs des instruments de CSF et SR sont légèrement différents au niveau de la pression de drainage et de la géométrie de l'appareil de mesure. Le CSF est la méthode utilisée dans notre cas. Swodzinski et coll. [64] ont essayé de développer un modèle reliant SR et CSF, comme montré sur la figure 2.8.

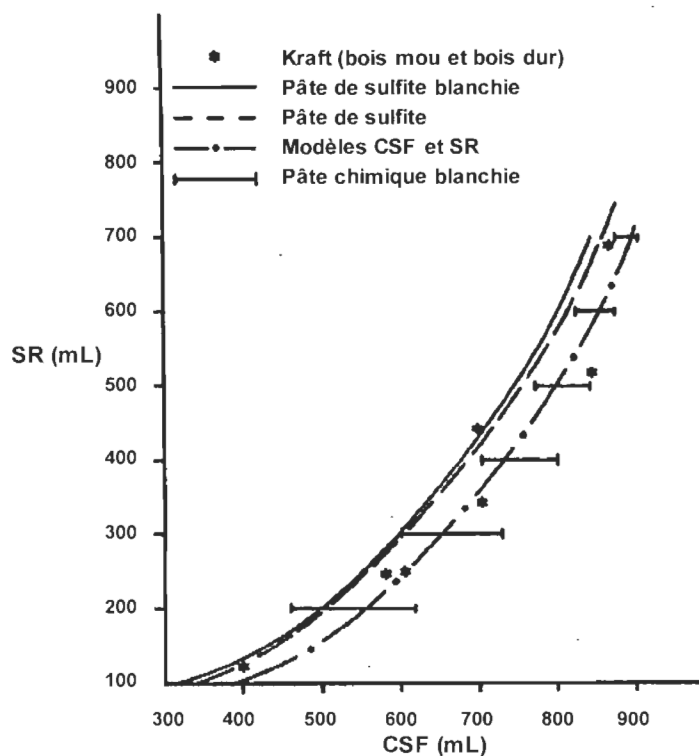


Figure 2.8 Corrélations entre le SR et le CSF (traduit de [64])

Le drainage d'une suspension sous pression constante est un processus bien établi et bien décrit. Un matelas fibreux épaissi d'une concentration C_w (kg solide/m³ suspension) se forme après drainage du liquide de la suspension. Comme l'eau draine et que le matelas de fibres se forme, l'eau en écoulement à travers les pores exerce une force sur le matelas de fibres. Si le matelas de fibres est compressible, le volume de vide est réduit et la résistance à l'écoulement augmente. En outre, les suspensions de fibres sont très hétérogènes quant à la distribution de la taille de particules et les fines en plus de constituants non fibreux comme l'argile et l'encre tendent à migrer vers les couches inférieures du réseau sous l'influence de la trainée de fluide. Ingmanson et coll. [53, 55,

56] ainsi que Brewster et coll. [45] ont déterminé une relation non linéaire entre RSF et CSF pour différentes pâtes (Figure 2.9).

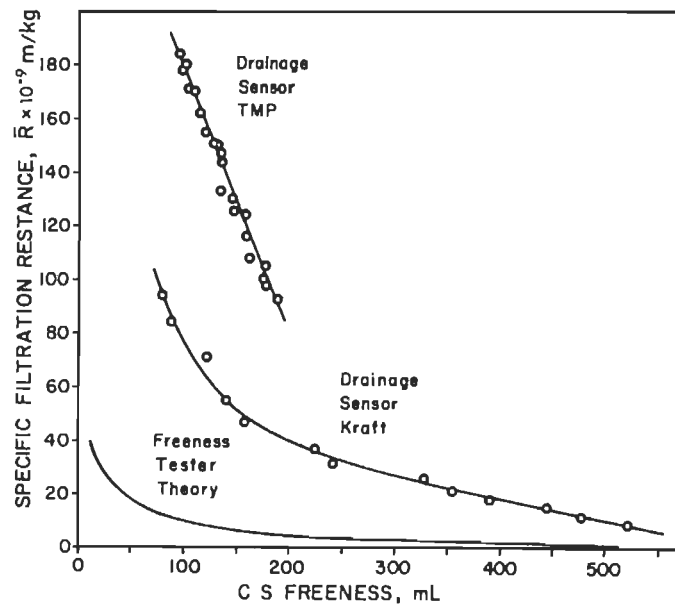


Figure 2.9 Indice d'égouttage en fonction de la résistance spécifique de filtration [45]

2.5 Les facteurs influençant le pressage

Les variables qui influent le pressage sont connus et peuvent être décrites et modélisées de plusieurs façons. Elles sont utiles pour comprendre les mécanismes de pressage et sont d'une utilité particulière lors de la modélisation ou dans le choix d'un type d'équipement de pressage [65]. Ces variables sont énumérées dans le tableau 2.2.

Tableau 2.2 Variables affectant la filtration sous pression (adapté de [65])

Propriétés du gâteau	Propriétés de la pâte	Propriétés de l'équipement
L'épaisseur	Le taux liquide/solide	La pression
La résistance spécifique (porosité)	La viscosité	L'homogénéité du gâteau déposé sur la toile filtrante
La compressibilité, perméabilité	La température	L'effet des forces mécaniques sur la structure du gâteau (cisaillement ou charge axiale)
La taille des particules, forme, degré d'agrégation, capillarité et taille de pores.	La tension superficielle, tension interfaciale (angle de contact)	Le temps
La charge de surface	Le pH, concentration ionique	La résistance à l'écoulement du fluide à travers le média filtrant
La distribution de taille	Le taux de changement de compressibilité à travers le temps	La vitesse requise par le liquide pour traverser le gâteau
Le type de solide		
La force des particules (résistance à la déformation)		

La réponse d'un gâteau à ces variables n'est pas toujours linéaire, et elle peut varier avec la modification des conditions de la presse. Cette variabilité complique la compréhension du processus. Par exemple, une suspension de latex très compressible se compresse facilement par application de pression, jusqu'à un certain point à partir duquel les particules de latex se déforment et créent un obstacle à d'autres mouvements de l'eau dans le gâteau. La taille des particules et la charge superficielle interagissent, mais la charge superficielle affecte seulement les petites particules ($< 0,1 \mu\text{m}$). Alors, il ne serait pas surprenant que ces interrelations soient décrites par des équations empiriques couvrant des gammes limitées [65].

À partir du tableau des variables affectant la filtration, on peut établir un diagramme d'Ishikawa qui peut se présenter comme montré à la figure 2.10.

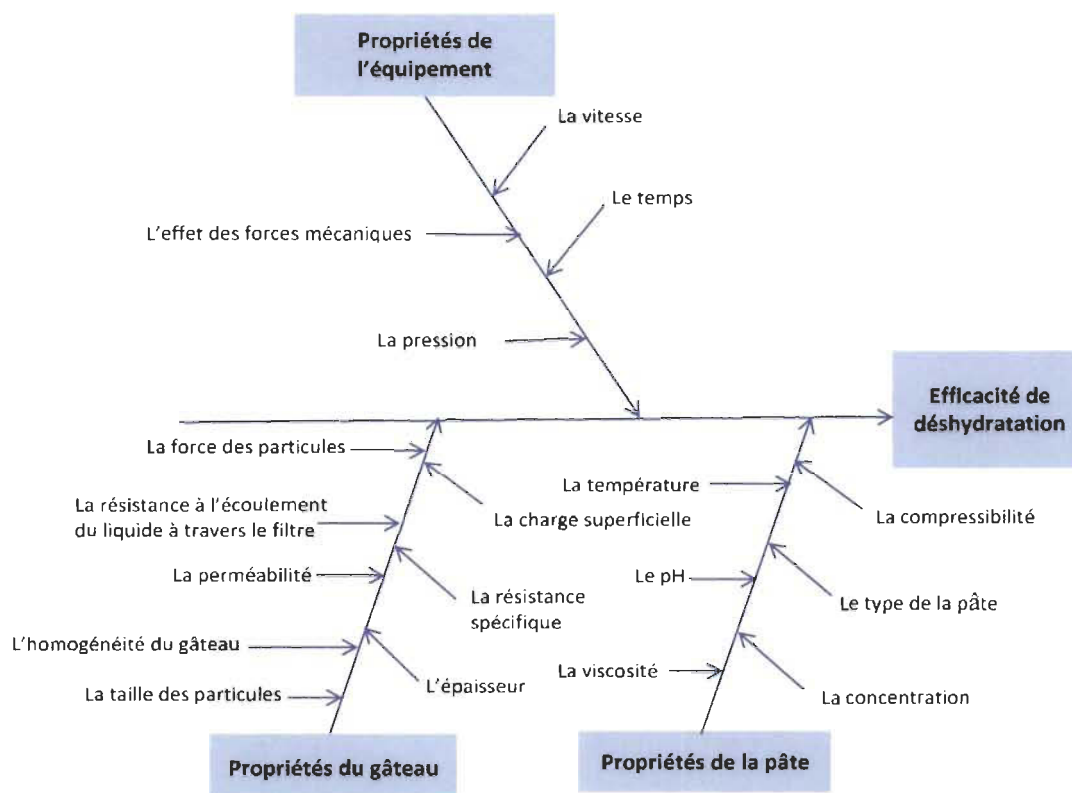


Figure 2.10 Diagramme d'Ishikawa des facteurs affectant la filtration sous pression

La filtration par presse à vis est un processus en continu. Certains facteurs affectant la filtration sous pression auront moins, voir aucun effet sur la filtration avec la presse à vis. Il faut noter que le choix des conditions opératoires dépend de la taille de la presse; en général, les grandes presses fonctionnent mieux avec une faible vitesse de rotation.

Quelques facteurs ont été étudiés par Egenes et Helle [18] pour l'enlèvement de l'eau des pâtes à papier dans une presse à vis. Les proportions de la presse utilisée sont celles des presses industrielles. Egenes et Helle [18] ont mesuré le débit du filtrat dans sept positions le long de la longueur de la presse ainsi que la consistance de la pâte. Ils ont fait la comparaison entre une suspension de pâte d'épinette de Norvège (*Picea abies*) raffinée et non raffinée. Pour la pâte raffinée, ils ont constaté que le débit de filtrat dans la première section est indépendant de la vitesse de rotation de la vis; cependant, le débit augmente près du point de décharge en augmentant la vitesse de rotation. Ils ont conclu que le processus de déshydratation dans la première section de la presse est régi par d'autres mécanismes que la filtration.

2.6 Bilan de la littérature

Cette revue de littérature montre très bien la nécessité d'étudier les presses à vis autrement. Malgré les études déjà faites, on ne trouve pas un modèle prédictif statistique assez efficace pour mieux décrire le comportement de la pâte et concevoir les presses. Il a été démontré que les mécanismes régissant la déshydratation de la pâte sont assez complexes. La complexité vient des propriétés de la pâte et les caractéristiques des fibres, d'où l'intérêt de bien choisir les paramètres d'études. Nous avons vu que les contacts des fibres sont assez importants pour une bonne floculation, mais influencent aussi la perméabilité dans la presse. L'indice d'égouttage ainsi que les fines réduisent l'effet de la pression et perturbent les performances de la machine, ce qui incite à travailler sur une variété de pâtes pour mieux décrire et comprendre ces relations. Jusqu'à présent, tous les auteurs ont essayé de modéliser la presse à vis en se basant sur les théories classiques de filtration ou en ajoutant des modifications sur ces équations, mais cela n'a pas trop amélioré les modèles de prédiction. Un autre point est le manque d'études qui traitent les différentes configurations de la vis ou des ajustements sur la géométrie de la presse.

En conséquence, une étude de la presse à vis pour différentes pâtes à papier et différents paramètres opérationnels semble nécessaire pour donner un outil de dimensionnement de la presse.

Chapitre 3- Problématique et objectifs de recherche

La filtration sous pression est une importante méthode utilisée par l'industrie pour extraire l'eau d'une suspension. La modélisation de ce procédé rencontre cependant des problèmes lorsqu'il implique des particules souples et poreuses. Dans ce cas, l'enlèvement de l'eau est régi par des phénomènes apparaissant sur deux grandeurs d'échelle de porosité. Même si cette classe de problème peut être répertoriée dans divers domaines d'applications, le présent projet se concentrera sur une application dans le domaine des pâtes et papiers.

La compréhension de la mécanique dans la presse est difficile et, ce qui rend la tâche encore plus difficile, les fibres de bois en suspension interagissent entre elles mécaniquement pour engendrer une pression entre les particules appelées tenseur des contraintes effectif. L'un des problèmes avec cette classe de suspension est que, durant la filtration, la densification de la suspension peut se produire par réduction de l'espace entre les particules et par déformation individuelle des particules. De plus, les fibres de bois sont poreuses et, durant la densification, le fluide peut s'infiltrer dans les pores des particules. Tous ces problèmes, plus des problèmes liés aux forces colloïdales ainsi que le manque de publications qui étudient ce genre de problème, nous incitent à faire une étude sur les presses à vis et les mécanismes qui gouvernent leur fonctionnement ainsi que les relations entre les paramètres de la presse et les propriétés des fibres. En plus des problèmes reliés aux fibres, les industriels éprouvent du mal à concevoir les presses à vis adéquates avec les bonnes dimensions. Ils ont donc tendance à surdimensionner les presses à vis pour lever l'incertitude concernant les forces en présence. Donc, avec une étude plus approfondie, nous aurons une approche plus précise de la presse à vis pour faire le bon choix.

Ce travail vise donc à répondre aux besoins industriels de choisir les presses à vis aux bonnes dimensions et de surcroit, adaptées aux pâtes à papier. Nos objectifs sont tout d'abord, de comprendre le comportement de la pâte le long de la presse à vis et de faire le point sur les différents facteurs qui créent la différence entre les différents types de pâtes.

La connaissance du comportement de différents types de pâte dans la presse à vis est utile pour bien choisir la vis.

Après, nous déterminerons comment chaque facteur affecte la déshydratation dans une presse à vis. Les paramètres opératoires de la presse et les propriétés de la pâte à déshydrater seront considérés pour voir comment ils affectent l'efficacité de la presse à vis et quels paramètres sont les plus importants à mieux contrôler.

Finalement, en considérant les facteurs d'influence dans une presse à vis, nous allons établir un modèle prédictif qui sera un outil de dimensionnement de la presse. Le modèle permettra de connaître la capacité de la presse pour certaines conditions opératoires et probablement le généraliser pour d'autres types de produits.

Chapitre 4- Matériels et Méthodes

4.1 Matériels

4.1.1 La presse à vis

La presse utilisée dans ce travail est de type Thune (Voith), modèle SP23. Les dimensions et les caractéristiques de la presse sont détaillées dans les articles des chapitres 5, 6 et 7. (p. ex., figure 5.1)

4.1.2 Les pâtes utilisées

4.1.2.1 Pâte kraft

L'idée principale de cette étude est d'utiliser différents types de pâtes puisque chaque type de pâte a des propriétés différentes telles que la longueur des fibres, la rigidité, la compressibilité, la perméabilité, etc. (Tableau 4.1). Nous avons testé trois types de pâte, une pâte kraft, une pâte chimico-thermomécanique blanchie (PCTMB) et une pâte thermomécanique (PTM). Toutes les propriétés des pâtes utilisées sont détaillées dans les articles (p. ex. tableau 5.1).

La pâte kraft est une pâte chimique obtenue en cuisant à haute pression, dans un immense autoclave, un mélange de copeaux et de réactifs chimiques appelé « liqueur de cuisson ». L'action de la chaleur et des produits chimiques permet de dissoudre la lignine et de libérer les longues fibres du bois sans les briser. Les propriétés des pâtes kraft changent suivant le type de bois et ce changement de propriétés influence l'efficacité d'élimination d'une suspension ainsi que le temps de drainage aussi bien que l'égouttabilité de la pâte.

4.1.2.2 Pâte mécanique

La pâte mécanique de défibreur (PMD), communément appelé pâte mécanique de meules (PMM), est obtenue en râpant le bois à l'aide d'immenses meules appelées défibreurs, qui arrachent les fibres ou les paquets de fibres. Lorsque les copeaux de bois sont raffinés, et que ce raffinage s'effectue en présence de vapeur à température et pression élevées, les caractéristiques de la pâte obtenue sont différentes : il s'agit alors de pâte

thermomécanique (PTM). Si, en plus de la vapeur, on introduit des agents chimiques, on obtient de la pâte chimico-thermomécanique (PCTM). La pâte mécanique est essentiellement destinée à la fabrication de produits nécessitant moins de résistance, tels le papier journal, certains papiers de presse magazine et certains cartons.

Tableau 4.1 Différence entre les pâtes chimiques et les pâtes mécaniques de bois résineux (adapté de [66]).

Propriété	Pâtes mécaniques	Pâtes chimiques
Rendement	Élevé	Faible
Teneur en lignine	Élevée	Faible
Teneur en hémicelluloses	Élevée	Faible
Degré de polymérisation	Élevé dans la cellulose	Élevé
Charge dans l'eau	Plus anionique	Moins anionique
Affinité à l'eau	Plus hydrophobe	Plus hydrophile
Longues fibres par unité de masse	Peu	Beaucoup
Surface spécifique	Grande	Petite
Teneur en fines	Élevée	Faible
<u>Fines :</u>		
Structure	Lamellaire	Fibrillaire
Capacité de liaison	Bonne	Excellente
<u>Fibres :</u>		
Structure	Rigide, grossière, droite	Mince, roulée, frisée
Forme	Courte et épaisse	Longue et mince
Rigidité	Élevée	Faible
Degré d'aplatissement	Moins aplatie	Plus aplatie

4.2 Méthodes

4.2.1 Caractérisation des pâtes

L'utilité de chaque propriété de la pâte est discutée dans les articles. Ici nous donnons un récapitulatif des appareils de mesures utilisés ou encore des méthodes normalisées (Tableau 4.2).

Tableau 4.2 Méthodes et appareils de tests utilisés

Propriétés	Appareil ou méthode utilisés
Teneur en fines Longueur et largeur de fibres	Lorentzen & Wettre Fiber Tester
Indice d'égouttage	Tappi 227 om-17
Consistance	Tappi 240 om-93
Indice d'hydratation (WRV)	Tappi UM 256

4.2.2 Calcul des grandeurs d'évaluation de la déshydratation

4.2.2.1 Débit du filtrat

Le débit de filtrat a été mesuré le long de la presse à vis à travers les 14 sections. En fonction d'un temps mesuré, les filtrats ont été collectés séquentiellement dans des chaudières le long de la presse, une section à la fois, puis pesés afin de calculer le débit massique de chaque section individuelle. La mesure du débit de filtrat est le point clé pour pouvoir faire un bilan de matière le long de la presse.

4.2.2.2 Consistance du filtrat

Des échantillons du filtrat des quatorze sections de la presse ont été récupérés. La consistance du filtrat a été donc mesurée suivant la méthode TAPPI 240 om-93.

4.2.2.3 Consistance interne

Un bilan de matière le long de la presse à vis a permis de calculer la variation de la consistance le long de la vis. Le débit de filtrat mesuré a servi à établir un bilan de matière sur chaque section, pour ainsi calculer la variation de la consistance.

Par exemple, dans la section 1 pour le premier essai de la pâte kraft, nous avons un débit d'alimentation de 226 kg/min et une consistance d'alimentation de 4 %, ce qui représente 9 kg/min de pâte sèche à l'alimentation. Le débit du filtrat à travers la section 1 est de 24 kg/min et la consistance est 0,08 %. Donc, la consistance de la pâte dans la section 1 est :

$$c_1 = (9/(226-24))$$

Le débit du filtrat de la section 2 est 15 kg/min, donc la consistance est :

$$c_2 = (9 / (226 - 24 - 15))$$

En continuant le bilan le long de la presse, la consistance interne a été obtenu.

4.2.2.4 Taux d'enlèvement de l'eau

Le taux d'enlèvement de l'eau représente le pourcentage de l'eau éliminée. En prenant par exemple l'essai 1 de la pâte kraft, nous avons un débit total de filtrat de 200 kg/min et un débit total d'alimentation de 226 kg/min. Donc, le taux d'eau enlevée est :

$$\%_{\text{eau}} = (200/226) * 100 = 89\%$$

4.2.3 Plan d'expérience (JMP)

Les plans d'expériences sont un moyen pratique et universel d'explorer l'éventail des opportunités à plusieurs facteurs. Nous allons nous servir du logiciel JMP 13, qui nous offre des fonctionnalités d'analyse et la conception de plans d'expériences. Les expériences méthodiques que le logiciel JMP permet de faire se révèlent particulièrement efficaces pour la collecte d'informations. Le meilleur moyen de révéler ou de modéliser des relations entre une entrée (ou facteur) et une sortie (ou réponse) est de modifier la première et de vérifier si la seconde s'en trouve altérée de façon significative. La manipulation active des facteurs en fonction d'un plan prédéfini permet d'obtenir des informations utiles.

Outre une bibliothèque complète de plans d'expériences classiques testés et éprouvés, JMP propose une fonctionnalité de création de plans sur mesure qui permet d'adapter le plan en fonction de questions précises. Une fois les données collectées, JMP rationalise les processus d'analyse et de création de modèles. Il est donc facile d'observer la configuration de réponse, d'identifier les facteurs actifs et d'optimiser les réponses en conséquence.

Le plan adéquat pour notre travail est le plan composite centré (Figure 4.1) puisqu'il comprend un plan factoriel ou un plan factoriel fractionnaire avec des points centraux,

auxquels s'ajoute un groupe de points axiaux (ou étoiles) qui permettent d'estimer la courbure et nous donnent toute l'information nécessaire avec la possibilité d'éliminer les interactions d'ordre supérieur.

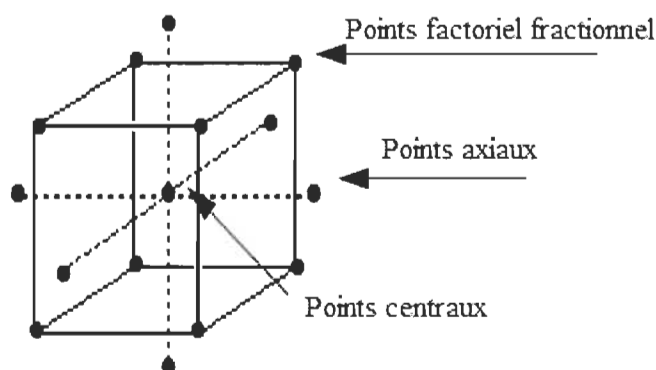


Figure 4.1 Plan composite centré à trois facteurs

Dans notre cas, nous avons établi un plan composite central à face centrée à cinq facteurs pour la pâte kraft donnant 32 essais (Annexe 1). Après les résultats de la pâte kraft, nous avons remarqué que la contre-pression affecte très peu les caractéristiques de la pâte à la sortie de la presse, par conséquent, son rôle a été réduit dans le plan et utilisé comme un bloc. Le nombre d'essais et les résultats sont résumés en annexe 2 pour la PCTMB et dans l'annexe 3 pour la PTM. Pour chaque type de pâtes, nous avons commencé par les essais avec l'indice d'égouttage le plus haut avec la consistance d'alimentation la plus haute car il est impossible de traiter ces deux variables de façon aléatoire. L'indice d'égouttage est en effet réduit par un processus irréversible de raffinage. La consistance pour sa part est ajustée par dilutions successives ce qui entrainerait une gestion d'eau blanche trop importante pour la grosseur des cuiviers de l'usine pilote si nous devions revenir à des consistances supérieures après dilution. L'opération a été en continu et les changements sont faits suivant le plan d'expérience. La vitesse de rotation, la pression d'alimentation et la contre-pression sont modifiées aléatoirement en regard aux valeurs établies dans le plan expérimental. Les pâtes ont été raffinées pour réduire l'indice d'égouttage et aussi diluées séparément dans une cuve. La figure 4.2 montre la procédure expérimentale pour chaque pâte.

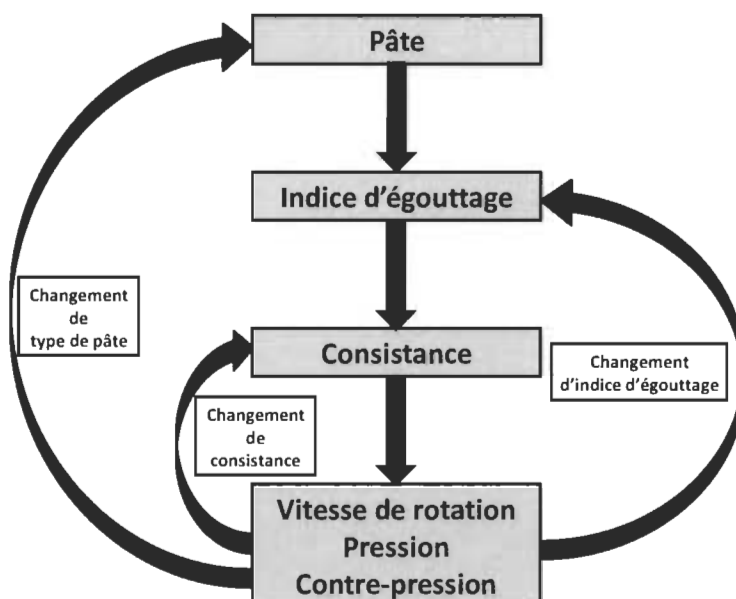


Figure 4.2 Schéma de la procédure expérimentale

4.2.4 Analyse multivariée (EXPLORE)

Nous allons utiliser le logiciel d'analyse multivariée appelé EXPLORE 1.6 développé par CanmetÉNERGIE. Nous pouvons effectuer une analyse multivariée sur EXPLORE par régression par les moindres carrés partiels (PLS). La PLS permet de réduire les prédicteurs à un plus petit ensemble de composantes non corrélées en effectuant la régression sur ces composantes, plutôt que sur les données initiales. La PLS est principalement utilisée quand les prédicteurs sont fortement colinéaires, ou lorsque le nombre de prédicteurs est plus important. Les moindres carrés partiels (PLS) ne supposent pas que les prédicteurs sont fixes, à la différence de la régression multiple. Ainsi, les mesures des prédicteurs tolèrent des erreurs, ce qui signifie que l'analyse PLS gère mieux l'incertitude des mesures. La régression PLS met l'accent sur le développement de modèles de prédiction. Par conséquent, elle n'est généralement pas utilisée pour éliminer les variables qui ne permettent pas d'expliquer la réponse.

La PLS s'applique à un ensemble de variables numériques et permet de positionner les individus sur un plan de moindres dimensions, en fonction de la proximité de leurs réponses aux questions sélectionnées. La PLS permet ainsi de mettre en évidence la

structuration des réponses en montrant le regroupement des individus selon des combinaisons de réponses aux questions prises en compte.

Chapitre 5- Article I : Déshydratation de pâtes kraft, BCTMP et TMP et comportement le long de la vis d'une presse à vis

5.1 Avant-propos

L'article scientifique présenté dans ce chapitre a pour titre « **Kraft, BCTMP and TMP dewatering behaviour along the axis of a screw press** ». Cet article traite du comportement de la déshydratation de trois types de pâtes (Kraft, BCTMP et TMP) dans une presse à vis. Il montre la différence entre les trois pâtes et les différents facteurs qui régissent cette différence. Il a été soumis à la revue scientifique « BioResources » en septembre 2019 et a été publié en janvier 2020 (Volume 15 No 1, January 2020, p. 1282-1297).

Les auteurs et leurs coordonnées correspondantes sont dans l'ordre :

Bouchaib El idrissi, Ing.

Étudiant au doctorat en sciences et génie des matériaux lignocellulosiques

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : Bouchaib.el.idrissi@uqtr.ca

Éric Loranger, Ph. D.

Codirecteur de thèse

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : Eric.Loranger1@uqtr.ca

Robert Lanouette, Ph. D.

Directeur de thèse

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : robert.lanouette@uqtr.ca

Jean-Pierre Bousquet, Ing.

Coordonnateur du projet

Valmet USA inc.-fibre business line. Duluth, USA.

Courriel: jean-pierre.bousquet@valmet.com

Mark Martinez, Ph.D.

University of British Columbia, Pulp and Paper Center. Vancouver, Canada

Courriel : mark.martinez@ubc.ca

Contributions des auteurs : M. El idrissi est l'auteur principal de cet article et a effectué les expériences scientifiques et la rédaction. M. Lanouette est le directeur de cette recherche et M. Loranger en est le codirecteur, ils ont aidé à la rédaction de l'article et la correction. M. Bousquet et M. Martinez ont aidé à la correction de l'article.

5.2 Résumé

Les presses à vis sont des machines assez présentes dans l'industrie des pâtes et papiers. Pourtant, très peu d'études ont traité le processus de déshydratation des pâtes à papier dans des presses à vis. Donc, cet article a pour objectif de mieux comprendre le comportement de la pâte à papier dans une presse à vis et le drainage le long de la vis. Une presse à vis de type Thune SP 23 a été utilisée. La vis de la presse est à pas variable et d'une longueur de 1,4 m. La presse a été divisée en 14 sections pour pouvoir faire un suivi de débit de drainage, faire un bilan de matière le long de la presse et calculer la consistance dans la presse. Quatre capteurs de pression ont été installés le long de la presse à vis pour suivre la variation de pression le long de la vis. Nous avons étudié trois types de pâtes, une pâte

kraft de bois mou, une pâte blanchie chimico-thermomécanique (PCTMB) de bois dur et une pâte thermomécanique (PTM) de bois mou. La pression d'alimentation, la consistance d'alimentation, l'indice de l'égouttage, la vitesse de rotation de la vis et la contre-pression sont les paramètres utilisés pour élaborer un plan d'expérience sur le logiciel JMP. 32 essais ont été réalisés pour la pâte kraft, 27 essais pour la PCTMB et pour la PTM. Les tests ont montré que la réaction des réponses aux variations des facteurs donne la possibilité de restreindre la zone d'étude pour se limiter aux courbes basses et hautes, permettant ainsi de définir la plage d'opération.

Le débit de drainage « filtrat » a été presque constant le long de la presse pour les faibles vitesses de rotation ou faible indice d'égouttage. Plus le drainage augmente avec l'augmentation de la vitesse et l'indice d'égouttage, plus la courbe de variation change de forme. Nous avons de plus constaté une diminution assez importante du débit de filtrat à une distance de 1,15 m de l'alimentation suivie par une nouvelle augmentation près de la sortie de la presse. Les pâtes CTMB et TM ont été très influencées par la teneur en fines, avec une teneur en fines deux fois plus élevée que la pâte kraft. Le débit de filtrat a été moins important que celui de la pâte kraft puisque les fines bloquent les pores de la pâte et la rend moins perméable. L'autre constat a été sur la consistance du filtrat, elle diminue le long de la presse à vis et cette diminution est plus importante pour les pâtes CTMB et TM. Quand la pâte remplit la presse, la consistance de filtrat des trois pâtes est presque identique. Le taux d'enlèvement d'eau, c'est-à-dire la consistance de la pâte le long de la presse, dépendent des propriétés des fibres. La PCTMB, composée de fibres rigides, déshydrate plus à haute pression comparativement à la PTM de mêmes teneurs en fines. La consistance finale de la pâte est limitée par la valeur de la rétention d'eau de la pâte. La pression le long de la presse à vis a été presque constante jusqu'au capteur de pression 3, où nous avons observé une augmentation assez importante de la pression. La pression finale est plus importante pour les pâtes aux fibres rigides et qui ont un comportement plus proche d'un matériau incompressible. La variation de la vitesse axiale de la pâte le long de la presse à vis a excédé l'avancement linéaire de la vis proche de l'alimentation.

Mots clés : Presse à vis, Déshydratation, Pâte à papier, Distribution axiale, Point de transition, Profil de pression

5.3 Abstract

The drainage- and dewatering-controlling mechanisms in a screw press were detailed in this work. Three pulps (Kraft pulp, bleached chemi-thermomechanical pulp, and thermomechanical pulp) were studied to compare a wide range of wood fibre types. The dewatering was controlled by the screw press parameters and the pulps' properties. Filtration was found to be the controlling mechanism in the first part of the screw press for the three pulps, and it was less important when the fines content was greater. In the compression zone, the degree of compression was affected by the pulp flexibility and the fibres' tendency to entangle. Filtrate flow rate monitoring along the screw press could be a good indicator of where the transition from filtration to consolidation occurs. The pressure along the screw press did not change much in the filtration zone, and it notably increased near the discharge end. When the drainage was very high, the pulp feed increased, causing the pulp axial velocity in the end part to be greater than the screw's linear advance.

Keywords : Screw press, Dewatering, Wood pulp, Axial distribution, Transition point, Pressure profile

5.4 Introduction

Screw presses are used industrially for mechanical separation of solids from liquids. The screw speed and screw configuration are adjustable according to the nature of the product or process (Karunanithy and Muthukumarappan 2013), making them very useful for dewatering. They are used in many industrial fields, such as the pulp and paper industry and the food-processing industry (for oils, juices, etc.), and recently they have been widely used in the pretreatment of lignocellulosic biomass (Yan et al. 2014). In the pulp and paper industry, dewatering is an important unit operation, and screw presses were introduced in the early 1900s. At first, they were used to remove cooking liquor from chemical pulps, in addition to deliquoring and fiberizing chemically treated wood chips. The screw press's use increased with the development of mechanical pulping processes, especially for reject

thickening. Currently, screw presses are used in practically all pulping processes, including mechanical, semi-mechanical, and chemical processes, as well as in the processing of wastepaper-based pulps. Despite the screw press's wide use in the pulp and paper industry, it is not well reported in the technical literature. Thus, little is known in the public domain, but there are recent studies investigating the screw press process and trying to model the press. Probably due to geometric complexity, until now, there has been a simplified model that can describe and agreeably predict the data in the screw press.

Dewatering in a screw press depends on many factors; according to the literature, the controlling mechanisms occur in two steps (Seiffert 1969; Shirato et al. 1978; Lunev et al. 1982; Filippov et al. 1983; Shirato et al. 1985; Filippov et al. 1987; Egenes and Helle 1992, 1994). Firstly, in the inlet, the water in the free-flowing suspension is removed by filtration. As the suspension consistency increases in the screw channel, the fibre network compresses in the screw channel, allowing dewatering of the fibre mat by a combination of expression and shearing of the fibres (Wakeman 2007). Meanwhile, Yan et al. 2014 studied the dewatering of lignocellulosic biomass and described the dewatering process as follows: The first step (of three steps) in the screw press process is characterized by compression; air escapes from the cavities without dewatering. The rotating screw shaft causes friction against the biomass, comminuting it. By rotation of the screw shaft and friction on the barrel wall engaging the biomass with each other, a first comminution takes place for the long and tough material. In the second step, with increased pressure, the moisture leaves the biomass and exits the press via the strainer barrel. In the third step, after the partial fluid release has been completed, the pressed material is in equilibrium with the applied compression forces.

Dewatering of clay slurries has been described by Shirato et al. (1978, 1985) as follows: In the filtration zone, the filter web and the aqueous suspension move along the channel at uniform speed with a gradually increasing filtration pressure. However, they assumed a constant linear movement of the material along the linearly tapered channel, and a pressure profile must be created along the channel to maintain a constant drainage level. Lunev et al. (1982) analysed the filtration stage in a screw press. They based their calculations on classical filtration theories while considering a laminar flow in this zone. Their simplifications and the lack of experimental validation of their mathematical model

reduce its applicability in this case. Seifert et al. (1969) based their modelling on simplified filtration equations without web compaction. They assumed that the web stays fixed to the filtering barrel surface and then is scraped off by the flight of the screw with every flight revolution. Their model is based on direct integration over the screw geometry, considering two cases : one with perfect mixing of the thickened mat with the feed slurry and another with no remixing.

Filippov et al. (1983, 1987) studied the flow-controlling parameters in the consolidation zone of the screw press. They based their study on the filtration theory of consolidation, applied to filtration of the liquid phase through the inter-grain spaces of the product, with respect to the controlling forces and permeability characteristics of the mat. Egenes and Helle (1992, 1994) used a pilot plant screw press to perform experiments and data analysis to understand the dewatering mechanisms. They found that the drainage decreases along the screw press and increases near the discharge end. They also found that the web is constantly removed and compacted, creating two regimes. Firstly, the mat is deposited on the barrel surface and continuously peeled off and pushed by the screw flights. In the second regime, there is a free-flowing suspension moving toward the discharge end at a greater speed than the flights.

The objective of the screw press is to raise consistency in an efficient way. The removed water will, however, contain finely dispersed contaminants, meaning that the screw press may even play an active part in the removal of the contaminants in addition to water removal. They are widely used in deinking or removing resin from mechanical pulps. Horacek (1983) stated that dewatering of wastepaper did not have any negative effects or any ink redeposition. On the other hand, Alamo et al. (1991) found that unlike ink, the shearing action of the rotating screw imparted a dispersion action on particles in the stock. Alamo found more resin in the filtrate than in the water surrounding the crude fibre material. It was also found that the screw press treatment can lead to an increase in pore volume and pore surface area especially in the earlywood fibres.

Therefore, the aim was to increase the understanding of the screw press for other materials and fill the lack of studies for the screw presses manufacturer to modify or manufacture more efficient screw presses, especially in the pulp and paper industry. This study will

examine the dewatering mechanisms along the screw press and compare three types of wood pulps.

5.5 Experimental

5.5.1 Materials

A Thune SP 23 screw press (Voith, Heidenheim, Germany), with a varying pitch, was used. The screw press characteristics are detailed in figure 5.1. Four pressure sensors and fourteen drainage channels were installed along the screw press. Three pulps were studied: kraft pulp, bleached chemi-thermomechanical pulp (BCTMP), and thermomechanical pulp (TMP). Table 5.1 lists the main properties of the pulps used in this study. Notably, according to the crowding factor values for the three pulps, the suspension entering the screw press was above the gel point (Martinez et al. 2001, 2003). The fibre distribution of the pulps also was evaluated, as it is shown in figure 5.2. It is apparent that kraft pulp had the longest fibres, with 35 % having a length of less than 1.5 mm, BCTMP with 90 % of fibre length less than 1.5 mm, and TMP with 80 % less than 1.5 mm.

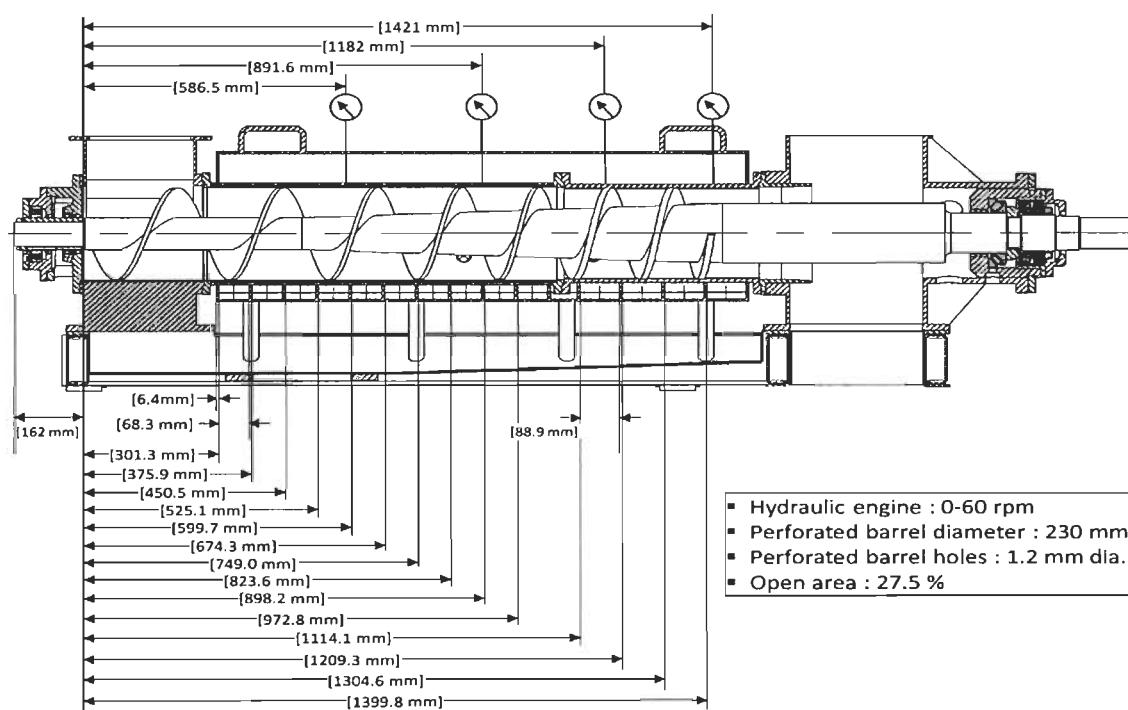
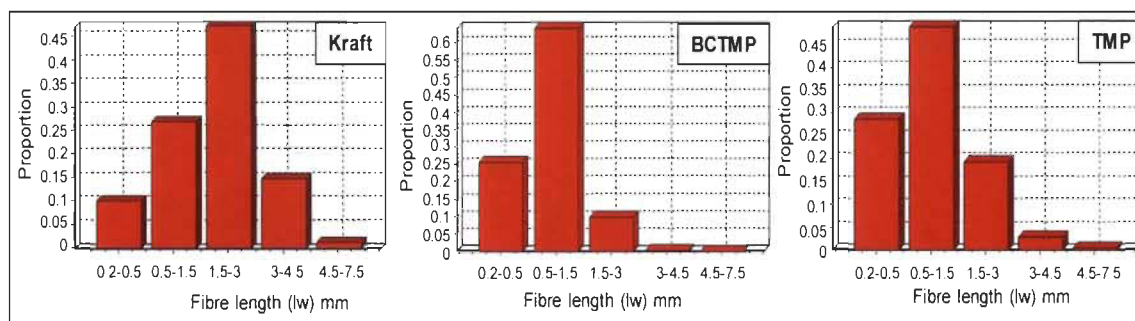


Figure 5.1 Schematic of the screw press

Table 5.1 Pulp's Properties

Property	Kraft	BCTMP	TMP
Type	Softwood (northern bleached softwood kraft)	Hardwood	Softwood
Origin	J. D. Irving, Ltd. (Saint John, NB, Canada)	Rayonier Advanced Materials (Témiscaming, QC, Canada)	Papier Masson Ltd. (Gatineau, QC, Canada)
Fibre length based on length-weighted (lw) (mm)	2.03	0.81	0.91
Fibre width (lw) (μm)	27.0	28.6	33.9
Fines (lw) (%)	27.5	52.3	60.7
Coarseness ($\mu\text{g}/\text{m}$)	181	167	222
Crowding factor* (Mason 1954)	285	69	54
* The crowding factor (N) represents the number of fibres in a spherical volume of diameter equal to the length of a fibre. It is used to characterize fibre flocculation in an aqueous suspension			

**Figure 5.2 Fibres length distribution**

5.5.2 Methods

Based on literature and the authors' previous work (El Idrissi et al. 2019), the main factors to consider for pulp dewatering are the rotational speed, the feed consistency, the pulp freeness, the feed pressure, and the counter-pressure. So, these five parameters were included in the experiment. Table 5.2 summarizes the operational parameters' ranges. For kraft pulp, a central composite-uniform precision design was used, with six central points. After noticing that the counter-pressure was not a significant parameter, we changed the

experimental design for TMP and BCTMP. Thus, a central composite-orthogonal block design was used, with three central points. For kraft pulp, the study involved 32 trials, 27 trials for BCTMP, and 27 trials for TMP. The graphs for all the trials were analysed and by looking at the variation along the screw press. To simplify the presentation in this paper, only two curves were kept for each pulp (the minimum and maximum responses), which can describe the overall variation along the screw press. Therefore, any intermediate conditions will be found in between. It also should be pointed out that the perforated barrel was divided into 14 sections and the data were not showing any ambiguous fluctuation (*e.g.*, figure 5.4), which may affect our choice to consider showing only the maximum and minimum curves.

The flow rate and the consistency of what has been termed “filtrate” were determined during trials. The pulp was collected at the discharge end to measure the consistency. The average pulp velocity and consistency along the screw press were calculated based on data collected along the screw press.

Table 5.2 Operational parameters’ ranges

Pulp	Rotational Speed (rpm)		Consistency (%)		Freeness (mL)		Feed Pressure (kPa*)		Counter-pressure (kPa*)	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max
Kraft	22	44	2	4.0	176	464	10	30	200	400
BCTMP	9	44	2	3.8	151	328	8	30	200	400
TMP	10	34	2	3.57	137	276	4	18	200	400
* All the measured pressures are expressed as gauge pressure.										

5.6 Results and discussion

5.6.1 Filtrate Flow Rate

Figure 5.3 shows the filtrate variation along the screw press for the three pulps studied, and table 5.3 shows the operational parameter values for each trial. For low drainage, the three pulps drained the same way. The drainage was almost constant along the screw press. For high drainage, the filtrate flow rate was constant, followed by a noticeable decrease at 1150 mm, followed by an appreciable increase. High drainage was observed with greater rotational speeds and high freeness. When the rotational speed was increased, the

pulp moved faster to the discharge end, giving space for the suspension to drain by filtration. Furthermore, the screw flights scraped the pulp mat off the screen basket, allowing for faster drainage. The drainage decreases can be explained by the screw channel filling with the pulp, which starts to consolidate, inhibiting drainage as fines and short fibres are retained inside the mat. At this point, a pressure build-up occurred, and the mat was consolidated, due to the increased pressure from the moving flights and drag forces. The drainage decrease was greater for BCTMP and TMP, which is explained by the pulps' permeabilities.

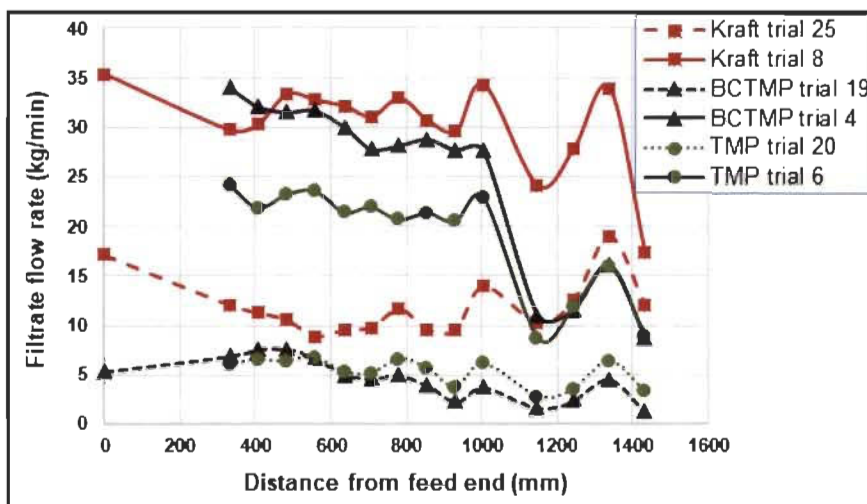


Figure 5.3 Filtrate flow rate along the screw press

Kraft pulp is more permeable compared to BCTMP and TMP, due to a much lower fines content, so the water drains more easily. The dewatering process in a screw press is considered to occur in two steps, starting with filtration, followed by consolidation after a point, called the transition point. From figure 5.3, one can presume that the transition point is located somewhere amid the flow rate decrease. Considering that the lowest drainage point, just before it increases again due to the pressure build-up in the screw press, is the point where the filtration is no longer the controlling process and now the dewatering happens by compressing the fibre mat. Notably, when refining the pulp, the fines content increases, thus decreasing the drainage. Fines are generally highly swollen particles (Laivins and Scallan 1996). They fill the spaces between fibres and slow the dewatering (Seth 2003). The secondary fines, generated during refining of chemical pulp, are usually

fibrillar (Sirviö 2008), which brings fibres into closer contact and enhances fibre-fibre bonding during pressing.

Table 5.3 The operational parameter values for the filtrate flow rate extremes

Pulp	Trial	Rotational Speed (rpm)	Consistency (%)	Freeness (mL)	Feed Pressure (kPa)	Counter-pressure (kPa)
Kraft	25	22	4.0	176	10	400
	8	44	2.0	464	10	200
BCTMP	19	9	3.8	151	8	200
	4	44	3.18	328	29	300
TMP	20	10	3.57	137	8	200
	6	30	2.0	276	18	200

5.6.2 Filtrate Consistency

Figure 5.4 shows the filtrate consistency variation along the screw press. In table 5.3, the conditions yielding the extremes of the drainage were not the same for the filtrate consistency, so other trials were chosen to better represent the overall variation. For some operating conditions, the filtrate consistency was very low at the beginning of the dewatering process, and the filtrate consistency did not change much along the screw press. Presumably, not too many fines were pushed through the basket due to the low-drainage conditions. For some others, the filtrate consistency was very high near the feed, with a noticeable decrease in the filtrate consistency along the press, when the pulp consistency inside the press was increasing. The fines and short fibres started to be more efficiently retained by the pulp mat. The filtrate consistency from BCTMP and TMP decreased rapidly, starting from a higher level than the kraft pulp, due to their high fines' contents. Most of the fines and short fibres were removed, yielding a fibre web that was more compact. The remaining fines and short fibres filled the pores, which helped to block more fines and fibres from slipping off the screw press. The kraft pulp did not contain many fines, explaining the almost constant filtrate consistency along the screw press. One should also notice from figures 5.3 and 5.4, that the filtrate consistency is not significantly affected by the rates at which the filtrate flows through the screen barrel. It is also interesting to compare the filtrate mean fibre length along the screw press (figure 5.5) as

it is apparent that the filtrate fibre length is higher when feeding with low consistencies. It also confirms the theory that the screw flights are continuously scrapping off the formed web on the perforated barrel. Operating with high rotational speed pushes rapidly the formed web and reducing the residence time. Thus, making the filtration theory applied in a screw press invalid, at least for dilute suspensions.

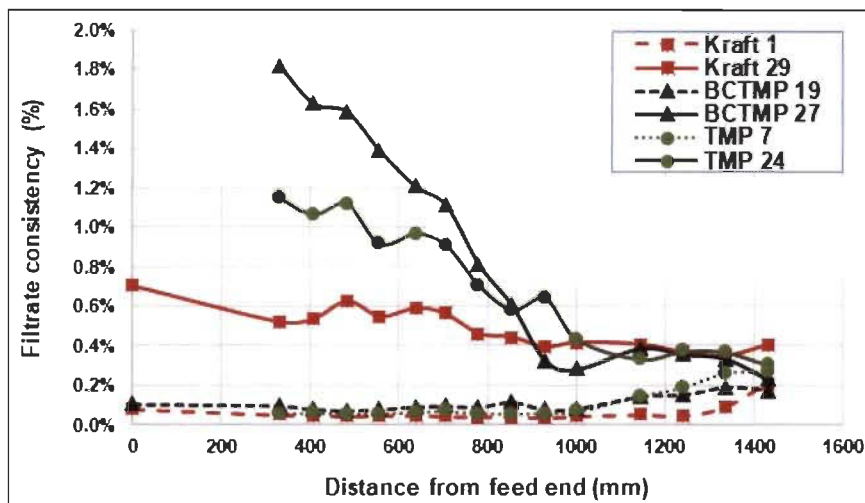


Figure 5.4 Filtrate consistency along the screw press

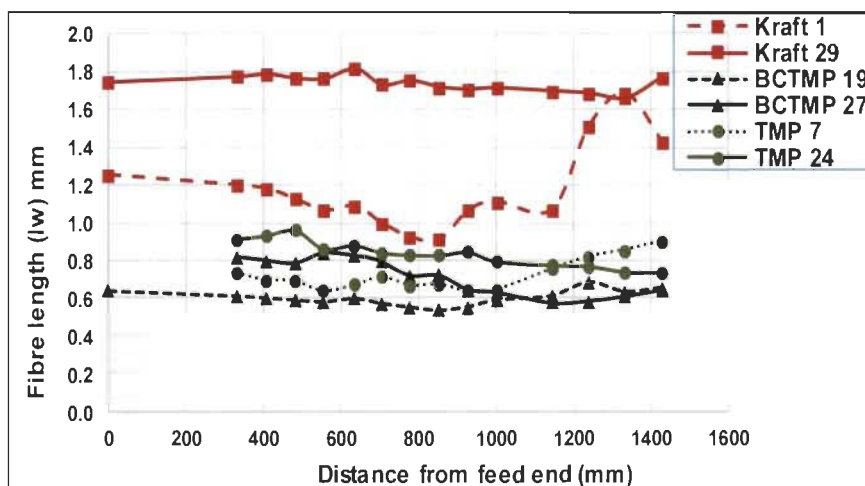


Figure 5.5 Filtrate mean fibre length (l_w) along the screw press

The table 5.4 indicates that increasing the rotational speed and the feed pressure increased the filtrate consistency. When increasing the rotational speed and the pressure, the feeding pump is feeding the pulp rapidly to the screw press as it was demonstrated in our study on the screw press parameters (El Idrissi et al. 2019). Thus, the fibre mat is rapidly moving

toward the discharge end, and the fast-rotating flights are scraping off the web, allowing a clear perforated barrel. Thus, the fines and short fibres freely slip off the screw press. Meanwhile, the filtrate consistency is expected to be inversely dependent on the freeness. Reducing the freeness increases the fines content in the suspension, yielding a higher filtrate consistency.

Table 5.4 The operational parameter values for the filtrate consistency extremes

Pulp	Trial	Rotational Speed (rpm)	Consistency (%)	Freeness (mL)	Feed Pressure (kPa)	Counter-pressure (kPa)
Kraft	1	22	4	464	10	200
	29	44	2	176	30	200
BCTMP	19	9	3.8	151	8	200
	27	22	2.44	151	16	300
TMP	7	10	2	276	8	200
	24	10	2	137	8	300

5.6.3 Water Removal

Figure 5.6 shows the cumulative water removal along the screw press. The same process was performed for the water removal as was done for the filtrate. From all water removal graphs, those yielding the maximum and minimum water removal were selected. The conditions for the extreme values are summarized in table 5.5. The water removal represents the fraction of the water volume entering the press that has been removed in each section of the press. Most of drainage occurred up to 1000 mm in the screw press, followed by the remaining water's slow removal due to the increased pressure in the screw press.

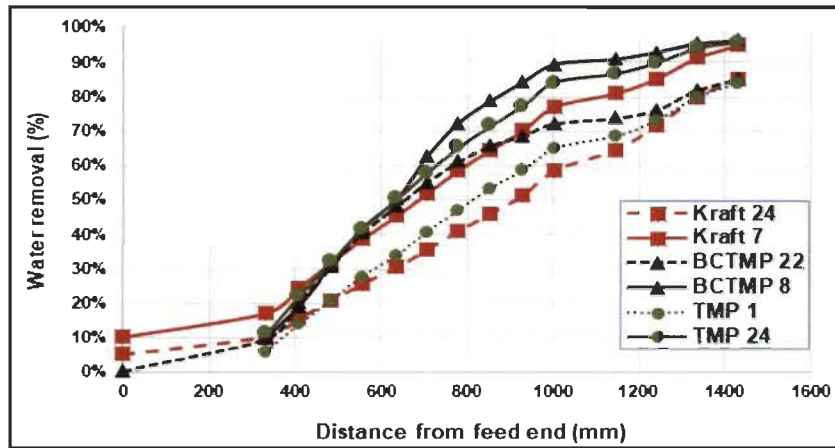


Figure 5.6 Water removal along the screw press

Comparing the three pulps, no difference was noticeable in how the water was removed. The plots had the same shape, and the water removal percentage difference was related to the screw parameters and the pulp properties. For all three pulps and the wide range of operations and pulp properties, one could expect a water removal from 85 % to 95 %. As one may expect, the water removal could be higher when operating with low rotational speed and feed pressure as it was demonstrated in the authors' previous work (El idrissi et al. 2019). It was affected, of course, by the fines content and the pulp freeness. When TMP, containing relatively more fines and a bit longer fibre (Figure 5.2), was pressed, the fines seal the web pores rapidly, thus reducing the dewaterability of the web. This explains the lower water removal of TMP compared to BCTMP (Figure 5.2). Moreover, BCTMP consists of hardwood fibres, which are more rigid, and they remain very few collapsed during dewatering, so the pore structure is more open compared to TMP. Thus, there was enough space for fines and water to be pushed through the barrel perforation.

Table 5.5 Operational parameter values for the water removal extremes

Pulp	Trial	Rotational Speed (rpm)	Consistency (%)	Freeness (mL)	Feed Pressure (kPa)	Counter-pressure (kPa)
Kraft	24	44	4.0	176	10	200
	7	22	2.0	464	10	400
BCTMP	22	30	3.8	151	8	300
	8	22	2.0	328	30	300
TMP	1	34	3.57	276	8	200
	24	10	2	137	18	200

5.6.4 Pressure Variation

The screw press was operated with four pressure sensors. The position of each sensor is shown in figure 5.1. Figure 5.7 shows the pressure extremes and table 5.6 lists the operational parameters values leading to the pressure extremes. The pressure in the first sections of the press was almost constant. A notable pressure increase occurred only at the discharge end. In the first sections of the press, the dominating process was filtration. Most of the drainage happened before the discharge end, as shown in figure 5.6.

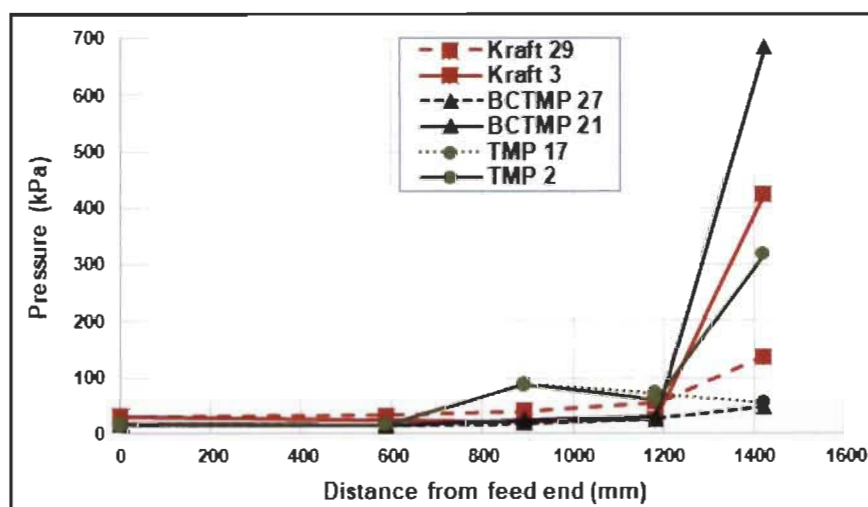


Figure 5.7 Pressure variation along the screw press

The remaining water was removed by compression, which explains the pressure increase at the discharge end. The kraft pulp and TMP were both softwood and thus more flexible than the BCTMP, which was a hardwood and thus could develop greater pressure. When the suspension feed flow rate was low, the fibre mat had enough time to dewater by

filtration. By the time it reached the discharge end, the web had the properties of a compressible solid, creating a larger pressure rise near the discharge end. In contrast, when feeding the suspension with a high flow rate, the pressure applied near the feed end pushed the fibre mat rapidly to the discharge end, preventing the web from creating a pressure build-up.

Table 5.6 The operational parameter values for the pressure extremes

Pulp	Trial	Rotational Speed (rpm)	Consistency (%)	Freeness (mL)	Feed Pressure (kPag)	Counter-pressure (kPag)
Kraft	29	44	2.0	176	30	200
	3	22	4.0	464	30	400
BCTMP	27	22	2.44	151	16	300
	21	9	3.8	151	18	300
TMP	17	34	2.77	197	13	400
	2	10	3.57	276	18	200

5.6.5 Pulp Consistency

Using a mass balance along the screw press, the pulp consistency along the screw press was calculated. Figure 5.8 shows the extremes, and table 5.7 gives the operational parameters values leading to those extremes. The pulp consistency increased more in the second part of the press. As soon as the suspension entered the screw press, the water was removed by the filtration process, which seems to be a slow process, yielding a slow pulp consistency increase. When most of the fines and short fibres were removed, the pulp was thicker, and the pressure increased (Figure 5.8). The pressure increase was responsible for the removal of the remaining water, rapidly increasing the pulp consistency in the screw press. The kraft pulp contained very few fines compared to the BCTMP and TMP, which explains the little difference between the two extreme graphs for the kraft pulp. It was possible to reach a maximum outlet consistency of 44.7 %, 41.5 % and 39.2 % for BCTMP, TMP and kraft pulp respectively. It should be noticed that the maximum outlet consistency that can be reached in a screw press is related to the Water Retention Value (WRV) of the treated pulp (Egenes et al. 1992) as listed in table 5.8. From the results, we reached a higher outlet consistency for BCTMP, which has higher WRV. In our article about the operational parameters (El idrissi et al. 2019), we found that the counter-pressure

affects a little the final consistency of kraft pulp but has no effect on TMP and BCTMP. We would assume that the counter-pressure becomes marginal at some pressure level. From the feed end to the point where the counter-pressure starts taking effect, the free water between the fibres and even in fibres was removed. The remaining water can be considered as “bonded”. Parts of it exist as swell water and parts remaining in very small pores requiring high pressure to be expelled. Probably by using the consistency corresponding to the water retention value as a practical upper limit for the discharge consistency. It was demonstrated by Egenes (1990) that the maximal discharge consistency corresponded very closely to the solids content achieved by the WRV test. It is a well-known fact that it is possible to remove more water by compression (*e.g.*, in a paper machine) than that corresponding to the WRV test (Ellis 1984). However, the pressure required appears to be much higher than those established in screw presses.

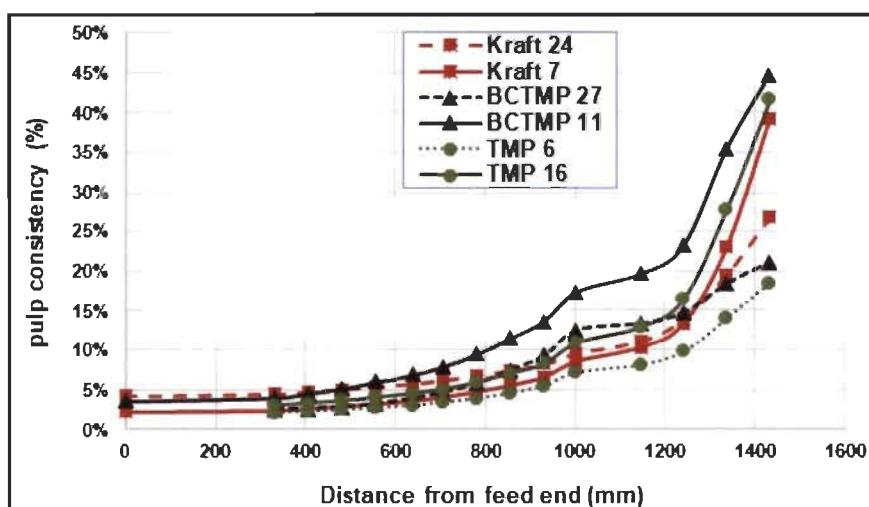


Figure 5.8 Pulp consistency along the screw press

Table 5.7 The operational parameter values for the pulp consistency extremes

Pulp	Trial	Rotational Speed (rpm)	Consistency (%)	Freeness (mL)	Feed Pressure (kPag)	Counter-pressure (kPag)
Kraft	24	44	4.0	176	10	200
	7	22	2.0	464	10	400
BCTMP	27	22	2.44	151	16	300
	11	9	3.32	262	13	400
TMP	6	30	2.0	276	18	200
	16	10	2.77	197	13	400

Table 5.8 Water retention values in comparison to the outlet consistency

Pulp	Trial	Outlet consistency (%)	Water Retention Value (%)
Kraft	7	39.2	174.9
Kraft	24	26.8	199.1
BCTMP	11	44.7	211.2
BCTMP	27	21.1	228.5
TMP	6	18.5	168.7
TMP	16	41.5	163.5

5.6.6 Pulp Axial Speed

Figure 5.9 shows the pulp axial velocity along the screw press, and table 5.9 lists the operational parameters for the pulp axial velocity extremes. Obviously, the pulp axial velocity was higher when operating at high rotational speeds. The axial velocity decreases near the discharge end because of the high shear. To compare the pulp axial velocity with the screw linear advance, an axial ratio was calculated by dividing the average pulp velocity by the nominal advance of the screw flight. Figure 5.9 shows that the pulp axial velocity for the kraft pulp exceeded the screw flight advance in the feed end. This result can be explained as follows : When feeding the web at a greater rotational speed, the drainage is very high, so the pump is injecting more pulp suspension into the screw press with a velocity that can exceed the linear advance of the screw flights. This result was not noticed for the BCTMP and TMP because trials with extreme conditions (the same as for

the kraft pulp) could not be conducted, as the pulp progression was so fast that the collected pulp had a very low consistency. A low axial ratio indicates that the pulp is slipping in the screw press, due to the pulp flow resistance.

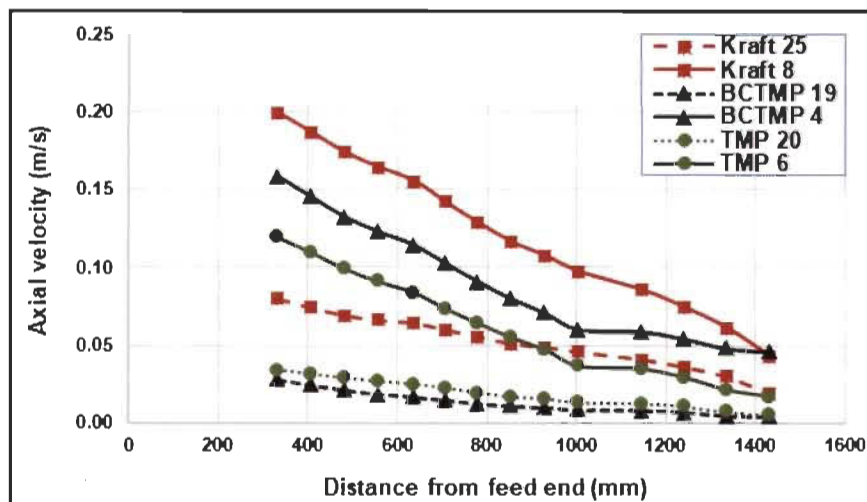


Figure 5.9 Pulp axial velocity along the screw press

Table 5.9 The operational parameter values for the axial velocity extremes

Pulp	Trial	Rotational Speed (rpm)	Consistency (%)	Freeness (mL)	Feed Pressure (kPag)	Counter-pressure (kPag)
Kraft	25	22	4.0	176	10	400
	8	44	2.0	464	10	200
BCTMP	19	9	3.8	151	8	200
	4	44	3.18	328	29	300
TMP	20	10	3.57	137	8	200
	6	30	2.0	276	18	200

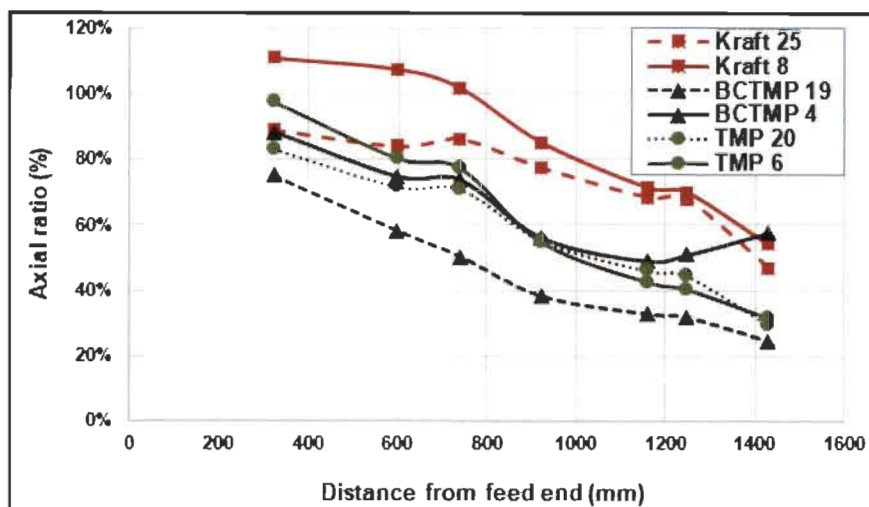


Figure 5.10 Axial ratio (pulp axial speed/screw linear advance) along the screw press

5.6.7 Summary of the Results

Table 5.10 summarizes the ranges of the calculated and measured parameters in this study. Even if the screw press can manage the three pulps, permitting it to remove up to 95 % of the inlet water, the capacity of the screw press is strongly dependent on the pulp properties. The presence of fines and short fibres reduced the maximum filtrate flow rate by half, comparing the kraft pulp and TMP. The BCTMP was hardwood, with short and stiff fibres with quite high fines content and reached approximately the same volume of filtrate removal as the kraft pulp. As noticed, the pressure did not change much along the screw press until the position near sensor 4, so the pressure indicated by this sensor appears in table 5.10. The filtrate consistency for BCTMP and TMP was high compared to the kraft pulp, due to the high fines content in both the BCTMP and TMP suspensions. The fines content also affected the pressure in the screw press, and the pressures for the BCTMP and TMP were very close. In table 5.11, it is the apparent energy needed to reach a certain water removal for the three pulps. Kraft pulp dewaterers using less energy compared to TMP and BCTMP. The more we dewater, the more the web inside the screw press is compact. In the end, this explains why when reaching high water removal, the energy consumption difference between kraft pulp and the two other pulps is more important. The fines content and fibre stiffness are the main responsible factors, as the web is compact or resistant, more pressure is needed to dewater.

Table 5.10 Summary of results

Pulp	Filtrate Flow Rate (kg/min)		Filtrate Consistency (%)		Water Removal (%)		Pressure Sensor 4 (kPag)		Outlet Consistency (%)	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max
Kraft	178.4	512.2	0.07	0.49	85.4	95.0	137.0	423.2	26.8	39.2
BCTMP	68.5	557.5	0.10	1.22	85.2	96.3	46.6	684.3	21.1	44.7
TMP	74.8	267.4	0.09	0.83	83.2	95.8	55.6	623.9	18.5	41.5

Table 5.11 Energy consumption according to the water removal %

			Energy consumption (kWh/kg _{dry})
Kraft water removal (%)	Min	85.4	1.0
	Max	95.0	1.4
BCTMP water removal (%)	Min	85.2	1.6
	Max	96.3	2.0
TMP water removal (%)	Min	83.2	1.0
	Max	95.8	2.2

5.7 Conclusions

1. At the feed end, the suspension had the properties of a fibre network. The pressure increased slowly. The filtration started immediately after entering the screw press, and the screw cleared the perforated barrel with every flight revolution.
2. The filtration was a slow process. Thus, increasing the rotational speed implied an increase in the drainage. Thus, the pump fed more pulp into the screw press, causing the axial velocity of the pulp to be greater than that of the screw flight advance. The filtration was inversely related to the fines content; thus, a high fines content can limit the rotational speed at which the screw press should operate. The fines' contents in BCTMP and TMP reduced the filtration effect causing a fluid pulp near the discharge end, made it impossible to operate with high rotational speeds.
3. Near the discharge end, the pressure effect dominated. When the compact web formed, the pulp was more resistant to the flow. Thus, it started to slip, which was noticed when calculating an axial ratio, showing that the pulp was moving much slower than the screw's linear advance.

4. The overall behaviours of the pulps studied seemed similar. The exception was for the kraft pulp, which could be operated at maximum conditions compared with the BCTMP and TMP. Comparing the pulp properties, this behaviour difference could be explained by the fibre properties. The kraft pulp had longer fibres and a greater crowding factor, meaning that the kraft pulp forms a compact web faster than the BCTMP and TMP. Also, the fines content was a dominant pulp property that especially affected the drainage.

5.8 Acknowledgement

The financial support from the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) is gratefully acknowledged.

5.9 References

- Alamo, J., Ouchi, M., Paris, J., and Wearing, J. (1991), "Deresination of ultra-high-yield pulps part II : Screw press study," *Pulp & Paper Canada* 92 (9), T217-T221.
- Egenes, T. H., and Helle, T. (1992). "Flow characteristics and water removal from pulp suspensions in a screw press," *Journal of Pulp and Paper Science* 18 (3), 93–99.
- Egenes, T. H., and Helle, T. (1994). "Transport and drainage processes in a screw press," *Pulp & Paper Canada* 95 (2), 38–43.
- Egenes, T. H., and Barbe, M. C. (1990). "Pulp washing with screw presses," *Preprints, TAPPI Pulping Conference*, Toronto, Canada, October 14–17, pp. 551–560.
- El Idrissi, B., Loranger, E., Lanouette, R., Bousquet, J. P., and Martinez, M. "Dewatering parameters in a screw press and their influence on the screw press outputs," *Chemical Engineering Research and Design* 152, 300–308.
- Ellis, E. R., Jewett, K. B., Ceckler, W. H., and Thompson, E. V. (1984). "Dynamic compression of paper : III. Compression equation for cellulose mats," *American Institute of Chemical Engineers* 232 (80), 1–7.

Filippov, V., Emelyanov, Y., Lunev, V., and Kurochkina, M. (1983). "Calculation of the expression zone in a screw device for separation of suspensions," *Journal of Applied Chemistry USSR* 56 (2), 417–420.

Filippov, V., Lunev, V., Emelyanov, Y., and Sharikov, Y. (1987). "Calculating the pressure in the expression zone of a screw press," *Journal of Applied Chemistry USSR* 60 (3), 463–466.

Horacek, R. G., and Kronlund, N. W. (1980). "Principles of deink washing," *Tappi* 63 (11), 135–138.

Karunanithy, C., and Muthukumarappan, K. (2013). "Thermo-mechanical pretreatment of feedstocks," in : *Green Biomass Pretreatment for Biofuels Production*, Springer, Dordrecht, The Netherlands. DOI : 10.1007/978-94-007-6052-3_2

Laivins, G. V., and Scallan, A. M. (1996). "The influence of drying and beating on the swelling of fines," *Journal of Pulp and Paper Science* 22 (5), J178-J184.

Lunev, V., Filippov, V., Emelyanov, Y., and Kurochkina, M. (1982). "Calculating the filtration zone in a screw suspension separator," *Journal of Applied Chemistry USSR* 55 (8), 1743–1745.

Martinez, D. M., Buckley, K. R., Jivan, S., Lindstrom, A., Thiruvengadaswamy, R., Olson, J. A., Ruth, T. J., and Kerekes, R. (2001). "Characterizing the mobility of papermaking fibers during sedimentation," *The Science of Papermaking : Transactions of the 12th Fundamental Research Symposium*, Oxford, UK. pp. 225–254.

Martinez, D. M., Kiiskinen, H., Ahlman, A.-K., and Kerekes, R. (2003). "On the mobility of flowing papermaking suspensions and its relationship to formation," *Journal of Pulp and Paper Science* 29 (10), 341–347.

Mason, S. G. (1954). "Fiber motions and flocculation," *Tappi* 37 (11), 494–501.

Seiffert, P. (1969). "Analysis of a pulp thickener," *Tappi* 52 (12), 2416–2419.

Seth, R. S. (2003). "The measurement and significance of fines," *Pulp and Paper Canada* 104 (2), 41–44.

Shirato, M., Murase, T., Hayashi, N., Miki, K., Fukushima, T., Suzuki, T., Sakakibara, N., and Tazima, T. (1978). "Fundamental studies on continuous extrusion using a screw press," *International Chemical Engineering* 18 (4), 680–688.

Shirato, M., Murase, T., Iwata, M., Hayashi, N., and Ogawa, Y. (1985). "Continuous expression of slurry in a screw press," *International Chemical Engineering* 25 (1), 88–96.

Sirviö, J., and Niskanen, K. (2008). "Fibres and bonds," in : *Papermaking Science and Technology*, K. Niskanen (ed.), Fapet Oy, Jyväskylä, Finland, 2nd Ed., pp. 59–92.

Wakeman, R. J. (2007). "Separation technologies for sludge dewatering," *Journal of Hazardous Materials* 144 (3), 614–619. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2007.01.084.

Yan, Q., Miazek, K., Grande, P. M., Domínguez de María, P., Leitner, W., and Modigell, M. (2014). "Mechanical pretreatment in a screw press affecting chemical pulping of lignocellulosic biomass," *Energy & Fuels* 28 (11), 6981–6987. DOI: 10.1021/ef501706w

Chapitre 6- Article II : Les paramètres de déshydratation et leur influence sur les performances de la presse à vis

6.1 Avant-propos

Le titre en anglais de l'article II est : « **Dewatering Parameters in a Screw Press and their Influence on the Screw Press Outputs** ». Après avoir démontré le comportement de déshydratation le long de la presse à vis dans le premier article, nous avons traité les paramètres qui contrôlent comment la pâte se déshydrate. Les principaux paramètres opératoires de la presse à vis et les propriétés de la suspension d'alimentation ont été étudiés pour déterminer les plus significatifs. Il a été soumis à la revue scientifique « Chemical Engineering Research and Design » des éditions Elsevier en juin 2019 et a été publié en décembre 2019 (Volume 152, December 2019, p. 300-308).

Les auteurs et leurs coordonnées correspondantes sont dans l'ordre :

Bouchaib El idrissi, Ing.

Étudiant au doctorat en science et génies des matériaux lignocellulosiques

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : Bouchaib.el.idrissi@uqtr.ca

Éric Loranger, Ph. D.

Codirecteur de thèse

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département Génie de chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : Eric.Loranger1@uqtr.ca

Robert Lanouette, Ph. D.

Directeur de thèse

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : robert.lanouette@uqtr.ca

Jean-Pierre Bousquet, Ing.

Coordonnateur du projet

Valmet USA inc.-fibre business line. Duluth, USA.

Courriel : jean-pierre.bousquet@valmet.com

Mark Martinez, Ph.D.

University of British Columbia, Pulp and Paper Center. Vancouver, Canada

Courriel : mark.martinez@ubc.ca

Contributions des auteurs : M. El idrissi est l'auteur principal de cet article et a effectué les expériences scientifiques et la rédaction. M. Lanouette est le directeur de cette recherche et M. Loranger en est le codirecteur, ils ont aidé à la rédaction de l'article et la correction. M. Bousquet et M. Martinez ont aidé à la correction de l'article.

6.2 Résumé

L'objectif de cet article est d'étudier l'influence des paramètres de la presse à vis et les propriétés de la pâte sur les performances de la presse. Donc, cinq paramètres ont été choisis en se basant sur la littérature et les recommandations industrielles. En utilisant un design expérimental, la pression d'alimentation, la vitesse de rotation de la vis et la contre-pression ont été variées en termes de conditions d'opération. En utilisant des pâtes à différents indices d'égouttage et consistance d'alimentation, nous avons inclus les effets des propriétés de la pâte. Six mesures de performance de la presse ont été évaluées. Le débit de filtrat et la consistance de filtrat pour pouvoir évaluer la qualité de déshydratation, la consistance de sortie et la production de la presse pour mesurer la capacité de la presse,

l'énergie spécifique et la pression de décharge pour quantifier le degré de frottement et cisaillement dans la presse.

L'étude a montré que la vitesse de rotation et les propriétés de la pâte sont les plus significatives. La vitesse de rotation affecte largement la consistance finale de la pâte, surtout pour les pâtes CTMB et TM. En augmentant la vitesse de rotation, le temps de résidence dans la presse diminue ce qui réduit la consistance finale de la pâte. Cet effet est plus important pour les pâtes à haute teneur en fines, puisque les fines réduisent l'effet de la pression en obturant les pores du matelas fibreux. La contre-pression affecte la déshydratation vers la sortie de la presse à vis dans le cas de la pâte kraft. Elle affecte la consistance de la pâte épaissie et le débit de filtrat de la pâte kraft. Cette pâte possède de longues fibres et beaucoup moins de fines par rapport à PTM et PCTMB, donc, la contre-pression influence beaucoup plus les pâtes à longues fibres ayant moins de fines.

L'indice d'égouttage de la pâte à déshydrater est directement relié au pouvoir drainant de la pâte, donc il est important de le considérer pour optimiser la presse à vis. L'indice d'égouttage affecte plus le débit de filtrat et l'énergie spécifique de la presse. L'augmentation du débit de filtrat avec l'augmentation de l'indice d'égouttage engendre une augmentation du débit d'alimentation ce qui réduit l'énergie spécifique de la presse. La consistance d'alimentation donne une idée sur les contacts des fibres, donc le pouvoir floculant de la pâte. Il a été aussi trouvé que les propriétés des fibres à savoir la flexibilité et la teneur de fines affectent largement la performance de la presse.

L'étude de trois types de pâtes : une pâte kraft de résineux, une pâte chimiothermomécanique de feuillus et une pâte thermomécanique de résineux, a montré que les effets des paramètres opératoires diffèrent suivant les propriétés des fibres et la teneur des fines. Donc, toute modélisation de la presse à vis nécessite de considérer toutes ces propriétés.

Mots clés : Déshydratation, Presse à vis, Pâte de bois, Élimination de l'eau

6.3 Abstract

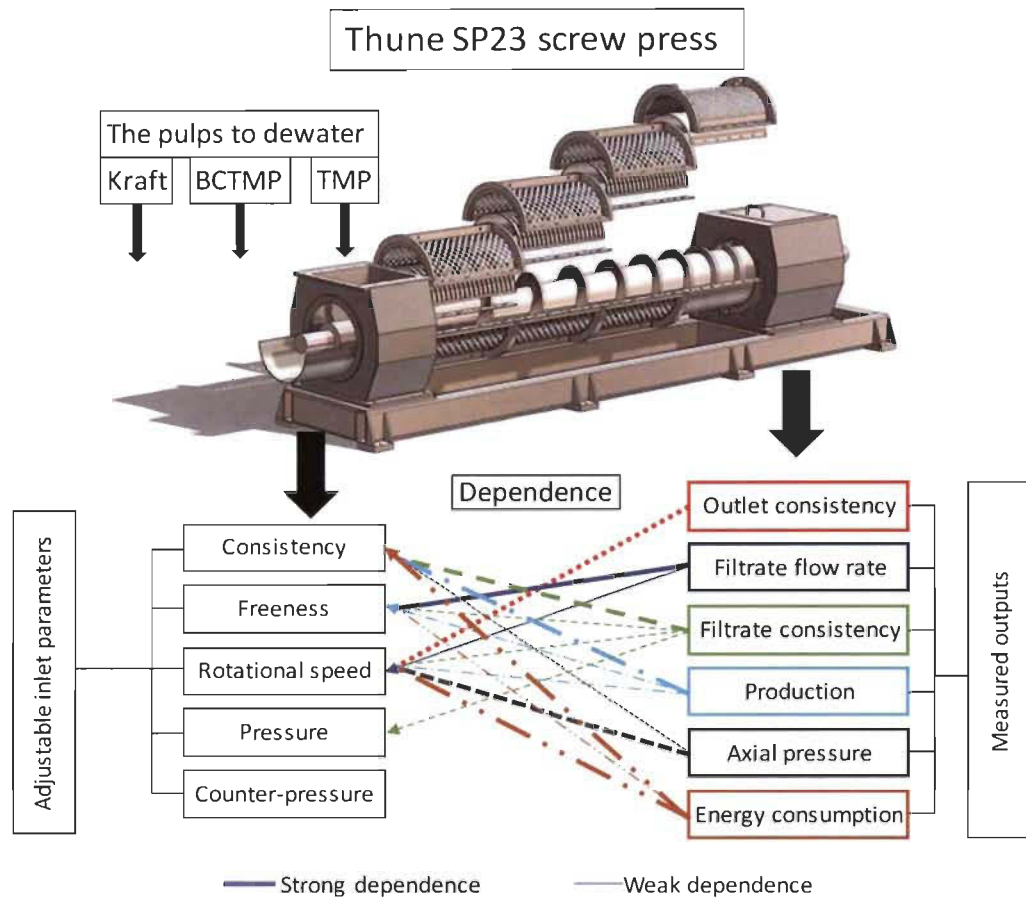
A Thune SP23 screw press dewatering parameters were studied. The dewatering efficiency was affected more by the rotational speed and the pulp properties. The counter-pressure affects dewatering near the discharge end, and it was observed to influence the outlet consistency and filtrate flow rate of kraft pulp, which has much longer fibres and fewer fines compared to TMP and BCTMP.

The feed stock freeness and consistency are very important variables to consider in the screw press performance. The freeness reflects the degree of drainage, which is an important parameter to consider when optimising the screw press, while the feed consistency is a parameter of the fibre-fibre contact degree. The pulp properties, especially the fines content and fibre flexibility are also two very important parameters that affect the screw press performance.

This study was to provide an insight of the screw press performance and to show the complex effect of the operational parameters on the dewatering characteristics. Using three different pulps, kraft and TMP softwood fibres and a BCTMP hardwood fibres, we have shown that the fines content and fibre properties are two dominant properties that should be highly considered when operating a screw press.

Keywords : Dewatering, Screw press, Wood pulp, Water removal.

6.4 Graphical abstract



6.5 Introduction

Dewatering is a very important unit operation in the pulp and paper industry. Such operation can be achieved to obtain an optimum consistency for consecutive process steps (refining, dispersion, bleaching), or it can be employed to remove undesirable non-fibrous dissolved materials and contaminants. In the dewatering technology we find a variety of machines and the most used are the belt press, the centrifuge and the screw press. The screw press is more advantageous in the pulp and paper dewatering, offering a very good dewatering rate with a compact machine and much quieter compared to the belt press or the centrifuge. Also, the screw press uses less energy to produce a cake as dry as the centrifuge and the belt press, plus the screw press maintenance is easier.

The dewatering starts as soon as the stock is fed to the screw press and the removed water is termed filtrate. The screw press consists essentially of a threaded screw rotating in a fixed perforated screen cylinder. The pitch of the screw as well as the depth of the channel may be fixed or varying along the axis of the screw. At the discharge end, there is a zone without screw thread, known as the plug zone. The screw press designs vary widely; we find screw presses with constant or retracting pitch, single or double threaded, continuous or disrupted flights [1]. The root diameter may be constant or gradually increasing toward the discharge end.

Although the wide use of the screw presses in the pulp and paper industry, few studies have analysed the dewatering of pulp stock. Egenes et al. [1–3] concluded that as the material moves forward in an axial direction, there is an initial filtration taking place on the inner surface of the perforated barrel, if the feed is a free-flowing suspension. Then the cake is consolidated by compression starting from the point where the channel is filled by the cake and creating a compression zone. A main cause for the rather peculiar behaviour of the fibre web in the screw press is the characteristics of the fibre network. Already at about 1 % consistency the fibres interact and intertwine to form networks possessing the properties of solid materials. The compressive yield strength of the networks rises with the second power of the consistency [4, 5]. This point is beneficial for the ability of the barrel plate to hold the web avoiding it just to fill the channel and rotating with the screw.

Feeding pressure, rotational speed and the applied counter pressure can be varied independently. The consistency of the feed suspension can be as low as approximately 2 %, although 10 to 15 % feed stock can be handled as well [2]. On this basis, the objective of this study is to depict the influence of the operational parameters on some of the screw press outputs, also to characterise the effect of varying feed consistency and the effect of having a suspension with different freeness. This study will help to understand how these parameters affect the dewatering in the screw press and if the screw press performance can be optimised. The study includes three types of pulp with different properties to compare the dewatering performance on a wide range of fibre properties.

6.6 Material and Methods

6.6.1 Materials

In this study, a Thune SP23 screw press was used with 230 mm barrel diameter and 1.2 mm holes diameter that represent 27.5 % of the open area. Figure 6.1 shows the characteristics of the press. We used three pulps having the following characteristics (based on average length-weighted) : the first pulp is a softwood kraft pulp with a 2 mm fibre length and 27 μm width, containing 27 % of fines and a crowding factor²[5-7] of 285 as an indicator of the fibres' tendency to network. The second pulp is a hardwood Bleached Chemi-ThermoMechanical Pulp (BCTMP), having a 0.81 mm fibre length, the fibres width is 28.6 μm , fines content of 52 % and a crowding factor of 69. The third pulp is a softwood Thermo-Mechanical Pulp (TMP), with a 0.91 mm fibre length, and a 33.9 μm fibre width, containing 61 % of fines and having a crowding factor of 54. The crowding factor was defined by Kerekes [5, 6] showing there is a direct correlation to the number of the contact per fibre. Soszynski [7] use the crowding factor as a degree of flocculation regimes. When ($N < 1$) we have a dilute regime, and fibres move freely relatively to each other, having a chance of collision. The other scenario is when ($1 < N < 60$) as a semi-concentrated regime, fibres have more chances to collide forming transitory flocs. For the concentrated regime ($N > 60$), fibres form coherent flocs and a high shear strength is required to break them. So, the higher the crowding factor the better the fibre aggregation occurring. According to the crowding factor values for the three pulps, the suspension entering the screw press is above the gel point [8, 9].

² The crowding factor, N , represents the number of fibres in a spherical volume of diameter equal to the length of a fibre. It is used to characterise fibres flocculation in water suspension.

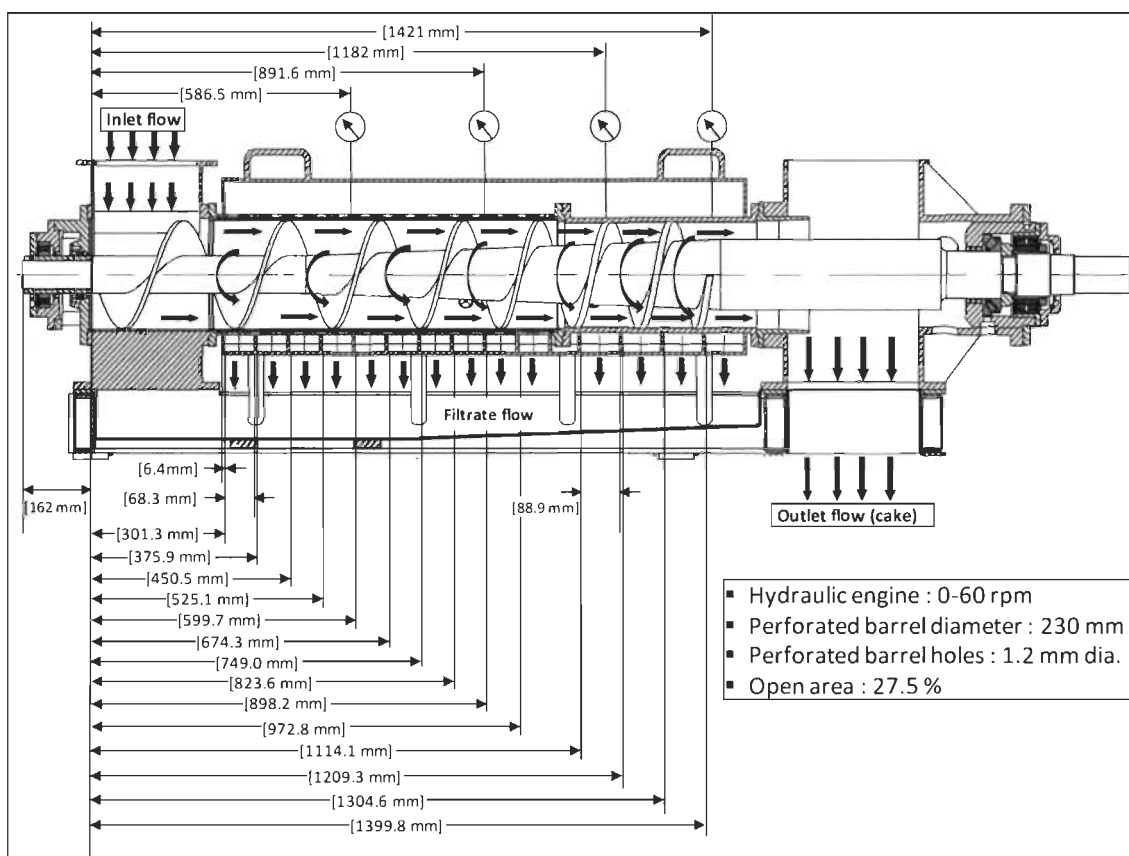


Figure 6.1 General schematic of the SP23 Screw press

6.6.2 Methods

The study included pulp suspensions of different fibre raw materials, pulping methods, pulp refining levels, consistency, and fibres properties. Effect of the operational variables like rotational speed, feed, and cone pressure were also included. The trials were organised using a central composite experimental design [10], and for each parameter we used the central data point to produce graphics containing only 3 points, the -1, 0 and +1 values of the design while maintaining other variables at level 0. i.e. : for the rotational speed effect, all the other parameters are fixed at level 0 values, while the rotational speed is varying from -1 to +1 levels (Table 5.1).

The screw press performance was evaluated using six characteristics. The filtrate flow rate and the filtrate consistency are two indicators of the water removal. The outlet consistency and the production indicate the capacity of the screw press, and the energy consumption to estimate the power the drive motor must provide. Finally, we have chosen to install four

pressure sensors along the screw press, as we noticed that the pressure along the screw press does not change much in the first three sensors, only the sensor 4 mean pressure will be an indicator of the degree of compression close to the discharge end. For each performance, we present only the plots with noticeable variation, the graphs with almost constant values are summarised as tables.

We should mention that we did not use the same values for the rotational speed. When operating with high rotational speed, the screw press could not handle the dewatering of BCTMP and TMP, so to continue the experimental design we had to make some changes in the rotational speed values.

Table 6.1 Operational parameters values

Pulp	Rotational speed (rpm)			Consistency ³ (%)			Freeness ⁴ (mL)			Feed pressure (kPag)			Counter-pressure (kPag)		
	-1	0	+1	-1	0	+1	-1	0	+1	-1	0	+1	-1	0	+1
Kraft	22	33	44	2	3.0	4.0	176	292	464	10	20	30	200	300	400
BCTMP	9	19	44	2	3.3	3.8	151	262	328	8	13	30	200	300	400
TMP	10	22	34	2	2.8	3.6	137	197	276	4	13	18	200	300	400

6.7 Results and Discussion

6.7.1 Filtrate flow rate

The filtrate flow rate is influenced by the screw rotational speed and the freeness as shown in graphs in figure 6.2. The consistency, the feed pressure, and the counter-pressure have no influence, as noticed in the table in figure 6.2.

³ Pulp consistency or, more properly, "concentration" is defined as the weight in grams of oven-dry fiber in 100 g of pulp-water mixture (Method Tappi 240 om-93).

⁴ The freeness of pulp is designed to give a measure of the rate at which a dilute suspension of pulp (3 g of pulp in 1 L of water) may be drained (Method Tappi 227 om-99).

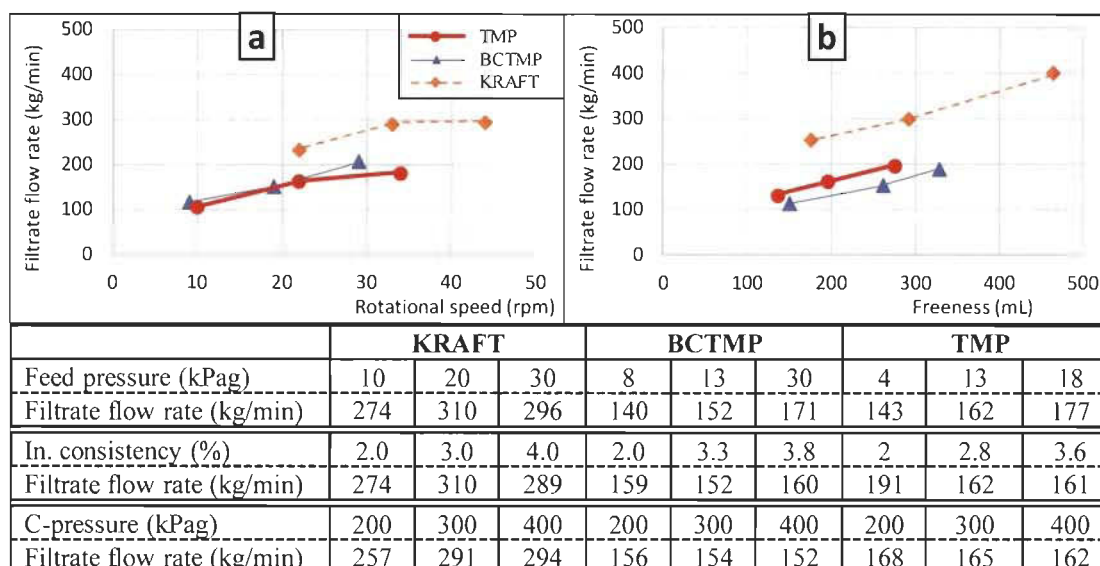


Figure 6.2 Filtrate flow variation

Increasing the rotational speed will increase the axial velocity of the web, thus the screw will scrape off the formed web rapidly allowing better drainage as a thinner web is developed on the screen cylinder (Figure 6.2-a). This effect is noticed for the three pulps.

The only difference is noticed for TMP and kraft, which at higher rotational speed there seem to level off in terms of filtrate flow rate. When increasing the rotational speed, the screw flights will push the web rapidly to the discharge end. If we continue to increase the rotational speed, the filtration process will not be completed in the press. This will cause an increase in the filtrate flow rate, a sudden drop in the pressure will occur at the discharge end and, an abrupt drop of the outlet consistency, as mentioned by Egenes et al. [1].

Softwood kraft has long flexible fibres. Softwood TMP and hardwood BCTMP have rigid fibres because of their high yield. When the fibres are flexible, they tend to intertwine causing water to be retained in the web and hard to drain, but the fines content is also a critical factor in drainage. The fines can block the pores in the fibre network, explaining why even kraft with more flexible fibres, would still have higher drainage, because no fines are blocking the pores. TMP and BCTMP have almost the same fibre length and fines content, but the rotational speed for TMP was 3 rpm higher than that for BCTMP and the feeding consistency of TMP was slightly lower than BCTMP, which explains why we have TMP filtrate flow rate more important than BCTMP. Another factor is that the

kraft fibres are larger than the perforated barrel hole diameter, which can lead to an accumulation of the fibres on the perforated barrel and possibly reducing the filtrate flow rate when the rotational speed is relatively low.

The feed pressure affects slightly the filtrate flow rate. There is an average increase of 30 kg/min (about 10 % variation) when increasing the pump pressure from 8 to 30 kPag for BCTMP, and almost the same variation can be noticed for kraft pulp and TMP. The feed pressure influences the axial speed of the web. When we increase the pressure, the formed web is pushed faster to the discharge end, but not as important as when increasing the rotational speed, thus the pressure effect is negligible compared to the rotational speed. The rotational speed increase is more important, since when increasing the speed, the flights are disturbing the mat that is formed on the screen plate, which would decrease the dewatering resistance. In other words, the web stays longer in the first phase of dewatering where the mat is established. The counter-pressure has no effect on TMP and BCTMP but for kraft pulp, the filtrate flow rate increases when increasing the counter-pressure. Kraft pulp fibres are twice longer than BCTMP and TMP, also containing twice less fines, which explains this difference. Having longer fibres, kraft pulp can dewater more when applying higher pressure near to the discharge end. BCTMP and TMP fines tend to plug the interspace between fibres, thus reducing drainage.

Increasing the feeding consistency implies an increase in the fibre-fibre contact, thus a compact web is rapidly formed giving a lower filtrate flow rate. From collected data in the table (Figure 6.2), we notice that the feed consistency variation imparts a slight effect on kraft pulp. The filtrate flow rate increases slightly when increasing the consistency from 2 % to 4 %. On the other hand, for TMP we notice a decrease in the filtrate flow rate when the feeding consistency increases from 2 % to 3.6 %, but there is no variation for BCTMP. The different behaviour between the three pulps is due to the fibre properties. Kraft pulp is from softwood fibres with 27 % fines content, about two times less than that of BCTMP and TMP and with a high crowding factor which helps kraft pulp fibres to aggregate well compared to TMP and BCTMP, thus the web is less plugged allowing better drainage. The fact to have long fibres, the fibre-fibre contact effect is not that important compared to TMP, which is also a softwood but containing 61 % of fines, and fibres half shorter

than those of kraft. For BCTMP we notice almost no change because of the nature of the hardwood fibres. Hardwood fibres are more rigid, meaning that they tend to collapse less, hence increasing the feed consistency does not change the fibres chances to intertwine, and form a web that can block the water from draining. Maybe this effect can be noticed when operating with a much higher consistency value. Finally, when comparing TMP and BCTMP, they show to have close response to the operational parameters with very close filtrate flow rate even if they are from two different wood type, but it seems that the fines content and their close crowding factor are more important than the tree species.

The rotational speed and freeness are the main factors that affect the filtrate flow rate, the other factors have almost no impact on BCTMP and TMP and a slight impact on kraft, the differences are explained by the fibres properties, especially fines content and fibre length.

6.7.2 Filtrate consistency

As the filtrate contains mostly fines and short fibres, we added here a plot showing the filtrate consistency variation with the suspension initial fines content. For the three pulps, increasing rotational speed will increase the filtrate consistency (Figure 6.3-a). Obviously, increasing the rotational speed of the screw tends to increase the forward-moving velocity of the web. The screw flight scrapes off the formed web more often, reducing the thickness of the web on the screen barrel, thus the filtrate consistency will increase. Kraft pulp and TMP are both from softwood, which may explain why their filtrate consistencies are identical and lower than that of hardwood BCTMP. Also, it indicates that the fines content in the pulp does not dictate the fines content in the filtrate. From figure 6.3-e, we can notice that even if the suspensions have different fines content, the filtrate consistency is identical for the three pulps. Even if we may expect that TMP and BCTMP maybe have much higher filtrate consistency, it seems that the fines and short fibres seal the fibre-fibre interspace, resulting in having more important pressure near to the discharge end (Figure 6.3-e) and having a clear filtrate. The filtrate consistency decreases when increasing the pulp freeness. When the freeness increases, water drains easily, and the web is formed rapidly, so we reach a compact web, blocking fibres quickly in the press. Simard et al. [11] studied the dewatering of a mechanical fibre stock of 450–700 mL CSF, which generates a filtrate of 0.1–0.15 % consistency, whilst filtrate from stocks of lower freeness

90–20 mL have consistencies between 0.25-0.4 %. The same tendency is observed for the three pulps studied.

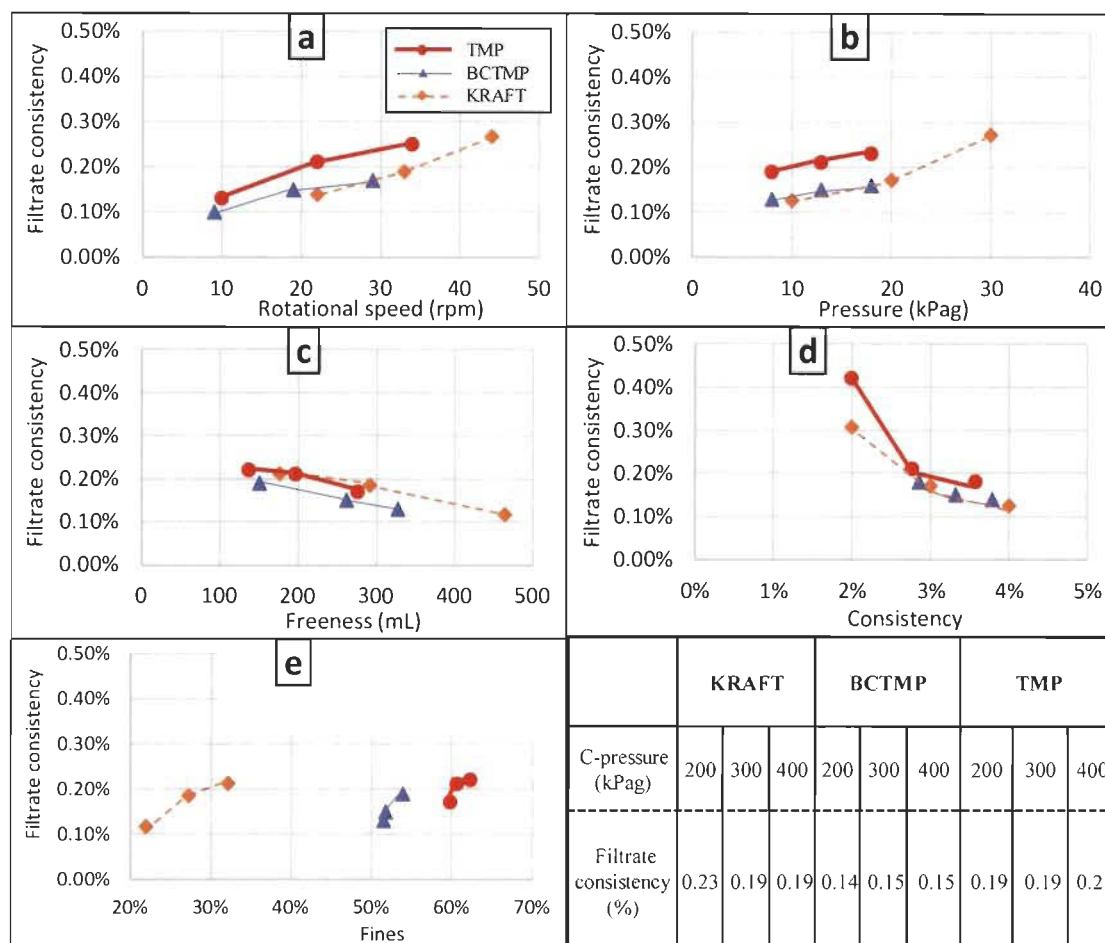


Figure 6.3 Filtrate consistency variation

Increasing the feeding pressure will increase the filtrate consistency (Figure 6.3-b), simply because the filtrate velocity through the cylinder perforations increases, and fibres and fines are forced through the holes, because of a combined effect of pressure and fluid drag forces. The variation is slow for BCTMP and TMP which contains more fines that seal the fibre-fibre interspaces and more pressure is needed to dewater more and push the fines through the perforated cylinder holes. The counter-pressure is applied near to the discharge end, and at this point the web contains the properties of a compact solid material, thus the pressure applied at this point does not affect much the filtrate consistency.

The higher the feeding consistency, the lower the filtrate consistency. For obvious reason, at high feeding consistencies, the suspension is more compact, and the fibre network is rapidly formed, blocking the fibres to slip from the perforated barrel. When the feeding stock has a very low consistency, the drainage is very important, carrying fines and short fibres through the perforated cylinder. In figure 6.3-d, we can notice the important variation when operating at 2 % stock consistency and 3 %. When operating at 2 %, the suspension is free flowing at the feed end of the press, thus the filtration occurs immediately when entering the screw press. When the inlet consistency increase to 3 %, the fibre/fibre contact is more important and if we take into consideration its effect on the crowding factor, the fibres aggregate giving a clear filtrate.

6.7.3 Outlet consistency

The outlet consistency is mainly affected by the rotational speed for the three pulps with no significant effect of other parameters (Figure 6.4).

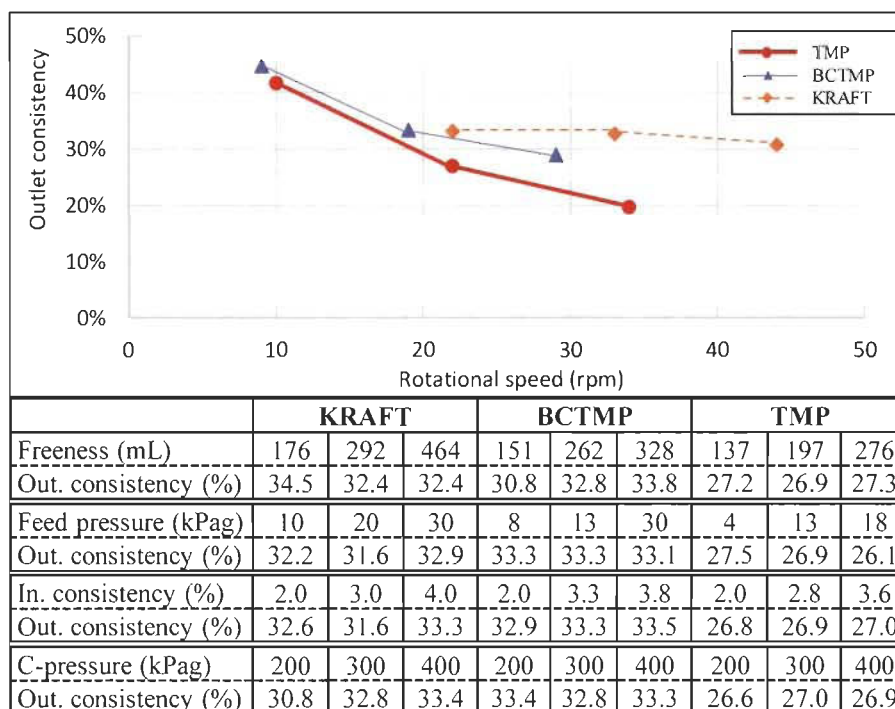


Figure 6.4 Outlet consistency variation

Increasing the rotational speed of the screw will increase the forward-moving velocity of the web, thus reducing pressing time in the screw press. So, it is very reasonable that the

consistency of the discharged pulp will decrease with increased rotational speed. The rotational speed effect is less important for kraft pulp. Having long fibres, kraft pulp dewateres rapidly compared to TMP and BCTMP, hence even when increasing the rotational speed, the outlet consistency is less affected. The screw press will discharge the fibrous material at very high consistencies. Hence, it is not surprising that the shearing action of the rotating screw can impart some curl to the fibres [12]. Page et al. [13] noted an increase in the curl index by some 0.2-0.3 points during the pressing of a low-yield unbleached softwood sulfite pulps in screw presses. Wieters [14] found that no "undesirable" characteristics had been transmitted to the pulp by the screw press. We should keep in mind that fibres susceptibility to curl varies, low yield pulp fibres curl easy, high yield pulps less.

We have a slight increase for kraft pulp, when increasing the counter-pressure. The counter-pressure only affects the pressure in the plug zone of the press, and kraft pulp has long fibres, with less fines that can block water from draining. The crowding factor also is very important, and it is possibly the reason why TMP has low outlet consistencies compared to other pulps.

6.7.4 Screw press production

The screw press production calculated on the basis of oven dry metric ton per day (odmt/d), is affected by the rotational speed, the feed stock consistency and the freeness (Figure 6.5) and figure 6.6 shows the percentage of the outlet dry flow.

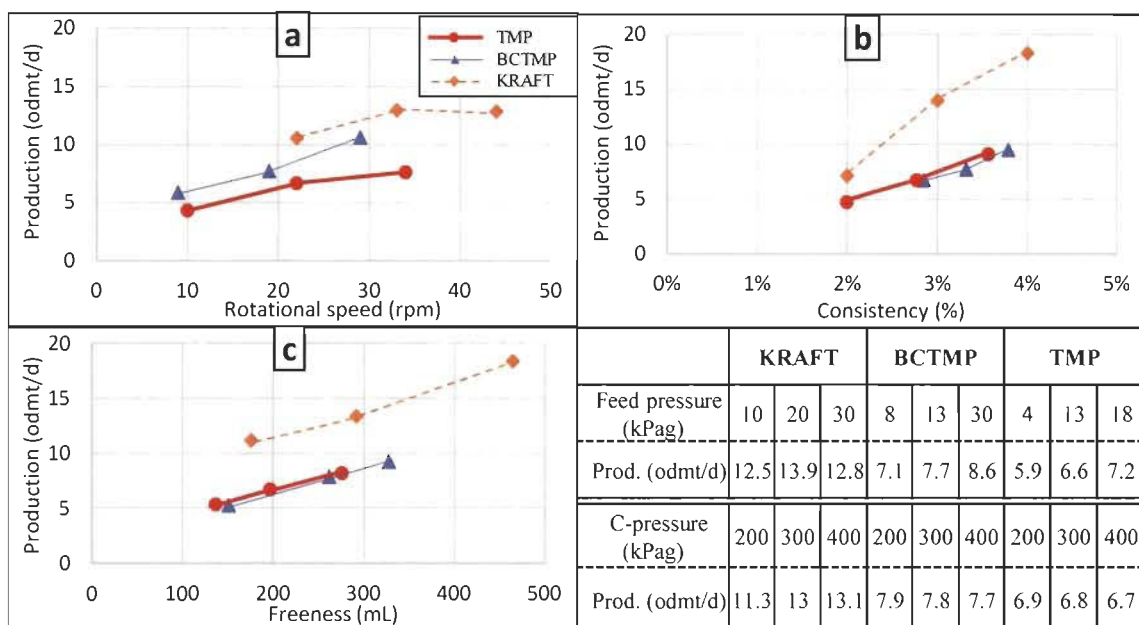


Figure 6.5 Screw press production variation

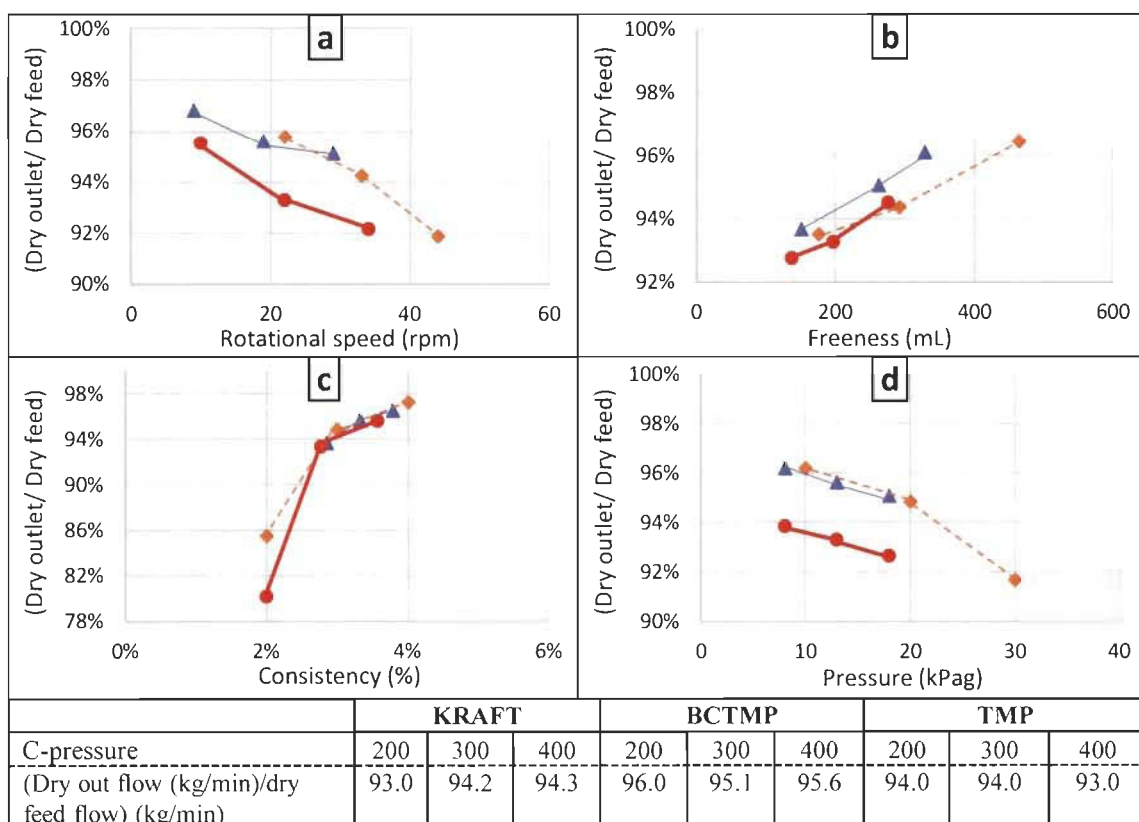


Figure 6.6 (Dry out. flow/Dry feed flow) % variation

As discussed before, increasing the rotational speed will increase the filtrate flow rate (Figure 6.6-a), and the pulp is pushed rapidly, giving opportunity to the pump to inject more pulp to the press. Thus, a very important inlet flow and an outlet flow, meaning an increase in the screw press production, but the dry conversion decreases as noticed in figure 6.6-a. For instance, for kraft pulp, increasing the rotational speed from 20 rpm to 44 rpm the dry conversion decreases from 96 % to 92 %. Kraft seems to be affected by the rotational speed until 30 rpm then the production is stabilised and is observed for TMP up to 20 rpm. This can be explained by the fibre flexibility as kraft pulp and TMP are both softwoods. The same conclusion can be applied to the freeness effect.

It is evident when increasing the feed stock consistency, we will increase the production (Figure 6.5). This effect is more evident for kraft pulp. As we discussed before, increasing the feed stock consistency, implies an increase in the fibres entanglement and their ability to intertwine, this explains why the production increases more for kraft pulp compared to TMP and BCTMP. On the other hand, we notice in figure 6.6-c that when operating at 2 % TMP feed consistency, only 78 % of the dry feed is collected at the discharge end and 22 % is collected in the filtrate, which is reduced to only 6 % when the feed consistency is 3 %.

The feed pressure and the counter-pressure has almost no effect on the production. As we can notice from the table in figure 6.5, increasing the feed pressure from 4 kPag to 18 kPag we gain only about 1.3 odmt/d in production for TMP. Almost the same variation is observed for BCTMP and kraft pulp. On the other hand, the counter-pressure has more effect on kraft pulp compared to TMP and BCTMP. As the counter-pressure affects dewatering near the discharge zone, and knowing that kraft pulp with longer fibres, is more permeable than BTMP and TMP, this explains why it affects kraft pulp and has no effect on TMP and BCTMP.

6.7.5 Screw press energy consumption

The energy consumption represents here the energy consumed by the screw press to produce 1 kg of dry pulp. It is calculated as follow :

$$\text{Energy consumption} = \frac{\text{Torque} \times \text{Rot. Speed}}{9.55 \times \text{Dry out. flow} \times 60} \quad \text{Éq. 6.1}$$

The torque of the screw press was calculated from the hydraulic pressure in the screw press.

The energy decreases when increasing the rotational speed, the freeness and the consistency, and almost constant when increasing the counter-pressure and the feed pressure (Figure 6.7). We added the curve of the outlet consistency versus the energy to check the friction effect (all the operational parameters are fixed, except the rotational speed).

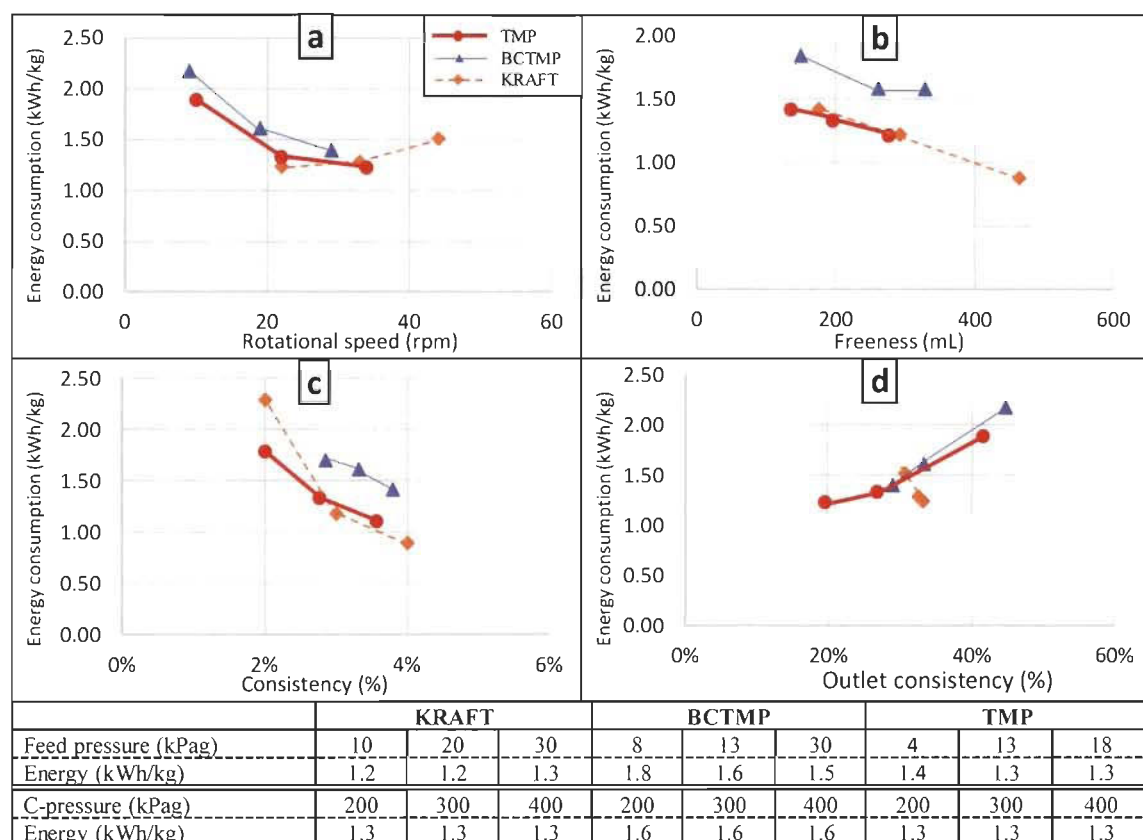


Figure 6.7 Energy consumption variation

As we noticed in figure 6.5-a, the production increases when increasing the rotational speed, the consistency and the freeness. An increase in the production means an increase in the inlet flow rate and an increase in the discharge flow rate as well. In other words, an

increase in the inlet flow rate means an increase in the feed pump pressure, which reduces the pressure contribution of the screw drive motor, thus a decrease in the energy consumption when increasing the rotational speed, the consistency and the freeness (Figure 6.7). The same variation is observed for the three pulps studied except for kraft pulp, for which we notice an increase in the energy consumption when increasing the rotational speed. This can be explained by the fact that kraft pulp drains rapidly, and we have a compact web close to the feed end, which means we start to have the frictional effects as soon as the feed stock enter the screw. When increasing the rotational speed, the screw drive motor contributes more to move the compact web. Analysing the energy consumption vs. the outlet consistency, and as expected, when the outlet consistency increases, the friction coefficient is higher, so the energy consumption is more important except for kraft pulp, where we notice the opposite. As we discussed before, the filtrate flow rate increases when increasing the rotational speed, and kraft pulp has a high crowding factor which means a very important filtrate flow rate. So, the important filtrate flow rate implies a very important increase in the inlet flow, thus, the pump injects more suspension to the press, reducing the energy provided by the screw press.

6.7.6 Sensor 4 mean pressure

The pressure at any point in the channel is generated as a complex balance between the feed and the discharge die pressure, the drag forces on the material in the channel and its flow response, its slip properties, the drainage resistance of the suspension and the permeability and compressibility characteristics of the formed particle web. Also, the geometrical shape of the channel affects the pressure level. In our study, we have installed four pressure sensors along the screw press, to be able to track the pressure variation. The pressure was almost constant until the sensor 3 then we start to notice a notable increase toward the discharge end (Figure 6.8), for obvious reason, because it is in the compression zone. The pressure basket variation along the screw axis is mainly relevant in the last section of the screw press. So, we present just the variation for sensor 4 near to the discharge end (Figure 6.9).

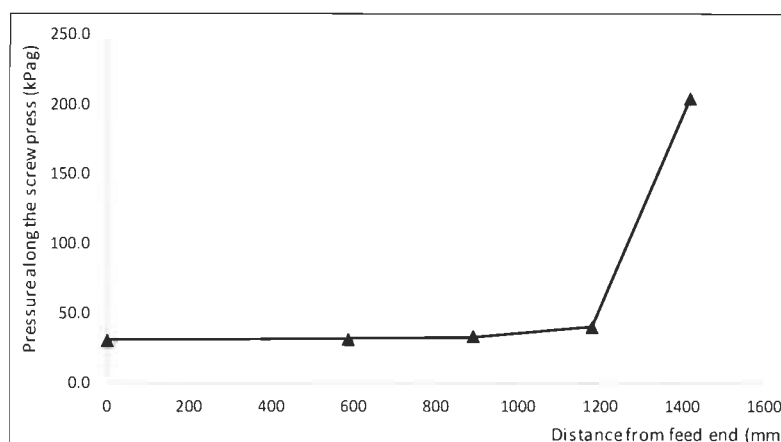


Figure 6.8 Pressure variation along the screw press (TMP trial 26)

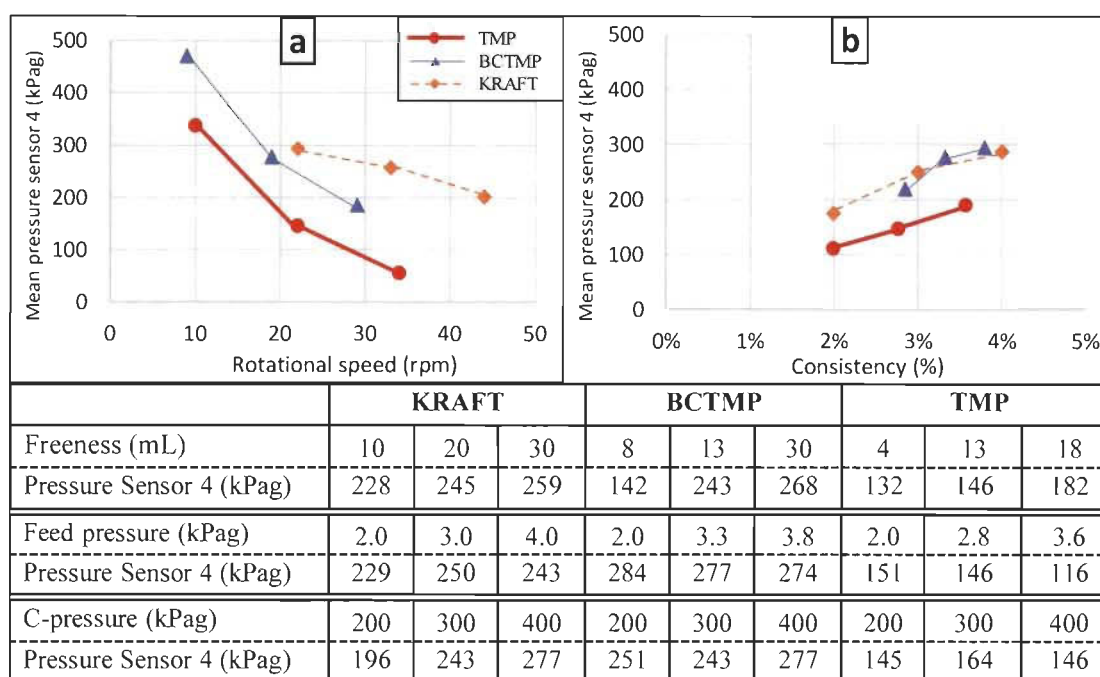


Figure 6.9 Sensor 4 mean pressure variation

The pressure in the compression zone is more related to the rotational speed. When increasing the rotational speed, the screw flights will push the web rapidly toward the discharge end, thus the transition from the filtration process to the compression will happen closer to the discharge end. The rotational increase will not give enough time for a pressure build-up, thus, the pressure near to discharge end decreases when increasing the rotational speed as noticed in figure 6.9-a. The variation is more important for TMP and BCTMP, kraft pulp is more permeable compared to the other two pulps, meaning even if when we increase the rotational speed, kraft pulp still dewater better forming a compact

web and enough pressure is formed to dewater more near to the discharge end. On the other hand, for BCTMP and TMP, if we increase the rotational speed more, it seems we can end up having a liquid web in the discharge end (Figure 6.4). Also, we should consider that when operating with low rotational speeds, we have higher outlet consistency, giving a higher pressure in sensor 4.

The feed stock consistency has also an effect on the pressure build-up near to the discharge end, and it is obvious when increasing the feed consistency. As the web is formed, we have more fibres per unit of volume. In other words, production rate is increased (Figure 6.5-b) and the compression ratio is increased, adding the drag forces applied as well as the screw flights movement will exert enough force to increase the pressure in the screw press. This effect is observed for the three pulps at almost the same degree.

For the other parameters, we have the freeness that affects more BCTMP, and this difference can be due to the fibre flexibility as BCTMP is a hardwood, kraft pulp and TMP are both softwoods. We also have a more important effect of counter-pressure on kraft pulp compared to BCTMP and TMP, knowing that kraft pulp is more permeable than BCTMP and TMP, the counter-pressure helps kraft pulp to dewater more, and an increased consistency near to the discharge end implies an increase in the pressure build-up.

6.8 Conclusions

When increasing the rotational speed, the filtrate consistency and flow rate will increase. The increase in the filtrate flow rate will allow free space in the screw press, thus more suspension is pumped into the press which increases the screw press production but reduces the quality of the produced pulp having lower consistency. The inlet flow rate is increased when increasing the rotational speed, meaning an increase in the feed pump, which reduces the specific energy consumption by reducing the contribution of the screw drive motor. The three pulps reacted the same way to the rotational speed variation, and the degree of the variation is mainly due to the fibre length and flexibility.

The freeness is the pulp capacity of draining, thus when feeding a pulp with high freeness, the filtrate flow rate is more important, but the filtrate consistency decreases. As the filtrate

flow rate increases, the inlet flow increases and the screw press production as well. The three pulps react the same way to the freeness variation, but the fines content is a very critical parameter.

The pressure affects mainly the filtrate. When increasing the pressure, filtrate flow rate increases. The pressure with the drag forces applied on the formed web in the press pushes short fibres and fines through the perforated cylinder which increases the filtrate consistency. Kraft pulp is more affected by the pressure variation because of the low fines content compared to BCTMP and TMP, the fines tend to seal the fibre interspaces, thus reducing drainage and blocking fibres from in the press.

The increase in the feed consistency raises the fibre-fibre contact and when the fibres are flexible, they intertwine and entangle, thus the filtrate consistency decreases. When operating with high feed consistencies, the pump must apply high pressure to push the pulp which reduces the contribution of the screw drive motor, thus reducing the screw press energy consumption, and the pressure near the discharge end is more important due to the rapidly compact formed web.

The counter-pressure effect can be noticed only near the discharge end. For the three pulps we notice the counter-pressure affects only kraft pulp. Having long fibres and less fines, kraft pulp can dewater better even when we have a compact pulp, it is more permeable and most of short fibres and fines were removed in the first sections of the press, thus even near the discharge end kraft pulp can still dewater well.

Finally, we should notice that the crowding factor and the fines content are two very important pulp properties to consider when dewatering. The crowding factor has a crucial role in the fibre loss in the filtrate. When the crowding is very high, the fibres aggregate allowing a clear filtrate and reducing the fibre loss, giving a dry pulp at the discharge.

6.9 Acknowledgements

The financial support from the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) is gratefully acknowledged.

6.10 References

1. T. Egenes, T. Helle, Flow characteristics and water removal from pulp suspensions in a screw press, *Journal of Pulp and Paper Science* 18 (1992) J93-J99.
2. T. Egenes, T. Helle, P. Bendiksen, G. Hegstad, Removal of water and contaminants from ONP stocks in a screw press, *Pulp & Paper Canada* 96 (1995) 40–46.
3. T.H. Egenes, T. Helle, Transport and drainage processes in a screw press, as affected by material characteristics, 78th Annual Meeting - Technical Section, Canadian Pulp and Paper Association, Preprints, 1992, pp. 173–181.
4. G.L. Christensen, R.I. Dick, Specific resistance measurements: nonparabolic data, *Journal of Environmental Engineering* 111 (1985) 243–257.
5. R. Kerekes, R. Soszynski, T. Doo, The flocculation of pulp fibres, *Papermaking Raw Materials : Their Interaction with the Production Process and Their Effect on Paper Properties-Transactions of the Eighth Fundamental Research Symposium held at Oxford : September 1985*, Mechanical Engineering Publications Limited, 1985, pp. 265–310, 1009.
6. R. Kerekes, C. Schell, Regimes by a Crowding Factor, *Journal of Pulp and Paper Science* 18 (1992) J32-38.
7. R. Soszynski, R. Kerekes, Elastic interlocking of nylon fibres suspended in liquid, part 2 : process of interlocking, *Nordic Pulp Paper Research Journal* 3 (1988) 180–184.
8. D. Martinez, K. Buckley, S. Jivan, A. Lindstrom, R. Thiruvengadaswamy, J. Olson, T. Ruth, R. Kerekes, Characterizing the mobility of papermaking fibres during sedimentation, *The science of papermaking : transactions of the 12th fundamental research symposium*, Oxford. The Pulp and Paper Fundamental Research Society, Bury, UK, 2001, pp. 225–254.
9. D. Martinez, H. Kiiskinen, A.-K. Ahlman, R. Kerekes, On the mobility of flowing papermaking suspensions and its relationship to formation, *Journal of Pulp and Paper Science* 29 (2003) 341–347.

10. J. Sall, A. Lehman, M. Stephens, L. Creighton, S.S. JMP, A Guide to Statistics and Data Analysis Using Jmp, SAS Institute (2012).
11. R. Simard, L. Morissette, M. Barbe, Screw press washing of a southern pine CTMP, Pulping Conference: TAPPI pulping conference, New Orleans, USA, 1988, pp. 381–390.
12. H. Hill, J. Edwards, L. Beath, Curlated pulp-A new approach to pulp processing, Tappi 33 (1950) 36–44.
13. D. Page, R. Seth, B. Jordan, M. Barbe, Curl, crimps, kinks and microcompressions in pulp fibres : Their origin, measurement and significance, Paper making raw materials : their interactions with the production process and their effect on paper properties. Transactions of the 8th Fundamental Research Symposium, 1985, pp. 183–227.
14. J.A. Wieters, Screw press washing of a hardwood pulp, Tappi 40 (1976) 667–671.

Chapitre 7- Article scientifique III : Modèles statistiques et analyse multivariée dans une presse à vis

7.1 Avant-propos

Le titre en anglais de l'article III est : « **Statistical and Multivariate Analysis Modelling of Wood Pulp Dewatering in a Screw Press** ». L'article précédent a permis d'étudier l'influence des paramètres opératoires expérimentalement, ce qui nous a donné une idée sur les paramètres les plus importants. Dans le présent article, nous avons élaboré un modèle prédictif de la presse à vis et un modèle prédictif basé sur une analyse multivariée ce qui a confirmé l'étude expérimentale des paramètres opératoires. Il a été soumis à la revue scientifique « BioResources » en mars 2020. Ce travail a été aussi présenté lors du 12^e congrès européen de génie chimique à Florence, Italie, du 15 au 19 septembre 2019.

Les auteurs et leurs coordonnées correspondantes sont dans l'ordre :

Bouchaib El idrissi, Ing.

Étudiant au doctorat en science et génies des matériaux lignocellulosiques

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : Bouchaib.el.idrissi@uqtr.ca

Éric Loranger, Ph. D.

Codirecteur de thèse

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : Eric.Loranger1@uqtr.ca

Robert Lanouette, Ph. D.

Directeur de thèse

Institut d'Innovations en Écomatériaux, Écoproduits et Écoénergies à base de biomasse (I²E³), Université du Québec à Trois-Rivières, Département de Génie chimique, 3351 Des Forges, C.P. 500, Trois-Rivières, Québec, Canada, G9A 5H7

Courriel : robert.lanouette@uqtr.ca

Jean-Pierre Bousquet, Ing.

Coordonnateur du projet

Valmet USA inc.-fibre business line. Duluth, USA.

Courriel : jean-pierre.bousquet@valmet.com

Mark Martinez, Ph.D.

University of British Columbia, Pulp and Paper Center. Vancouver, Canada

Courriel : mark.martinez@ubc.ca

Contributions des auteurs : M. El idrissi est l'auteur principal de cet article et a effectué les expériences scientifiques et la rédaction. M. Lanouette est le directeur de cette recherche et M. Loranger en est le codirecteur, ils ont aidé à la rédaction de l'article et la correction. M. Bousquet et M. Martinez ont aidé à la correction de l'article.

7.2 Résumé

Les modèles existants qui décrivent la presse à vis pour la déshydratation des pâtes à papier ne sont pas assez prédictifs de la performance de la presse. C'est dans ce contexte que cette étude a été faite. Les cinq paramètres étudiés dans notre précédent article (vitesse de rotation, pression d'alimentation, contre-pression, consistance d'alimentation et l'indice d'égouttage) ont ici été d'abord utilisés pour modéliser les pâtes individuellement, puis nous avons tenté de faire un modèle global donc plus général. Nous avons par la suite inclus le facteur d'enchevêtrement, la teneur en fines, la longueur et la largeur des fibres dans une analyse multivariée sur l'ensemble des données pour pouvoir mieux prédire statistiquement les performances de la presse.

Un modèle statistique a été développé sur le logiciel JMP en utilisant les cinq paramètres suivants : la vitesse de rotation, la consistance d'alimentation, l'indice d'égouttage de la suspension d'alimentation, la pression d'alimentation et la contre-pression à la décharge de la presse. Tout d'abord, nous avons établi un modèle pour chaque pâte séparément, ce qui a donné un bon modèle prédictif pour chaque pâte avec des R^2 dépassant 0,70. De ces modèles individuels, la vitesse de rotation a été le principal facteur d'influence pour les trois pâtes, cela vient confirmer les effets observés expérimentalement dans l'article 2. Toutes les grandeurs ont été prédites en fonction des cinq paramètres déjà discutés et la contre-pression a été le facteur qui n'a pas d'influence sur toutes les réponses, sauf un peu sur la consistance de sortie et la pression du capteur 4 pour la pâte kraft. Par la suite, nous avons tenté de trouver un modèle global, peu importe la pâte à traiter. Le modèle global a montré que les cinq paramètres ne sont pas suffisants pour bien prédire les performances pour n'importe quel type de pâte. La prédiction a été assez faible pour deux réponses assez importantes dans la presse à vis : la consistance de sortie avec un R^2 de 0,40 et la consistance de filtrat avec un R^2 de 0,38. Donc, nous avons conclu que les cinq paramètres n'ont pas été suffisants pour faire une prédiction globale de la presse à vis, ce qui nous a menés à inclure plus de propriétés des fibres. JMP n'a pas été le bon outil pour ajouter de nouveaux paramètres, comme nous avons besoin de refaire des plans expérimentaux. Par conséquent, nous avons utilisé un autre logiciel d'analyse multivariée appelé EXPLORE développé par CanmetÉNERGIE. En plus des cinq paramètres étudiés dans JMP, nous avons ajouté les propriétés des fibres (facteur d'enchevêtrement, longueur de fibres, largeur des fibres et teneur de fines) dans un modèle global pour une analyse multivariée en utilisant la méthode de régression par les moindres carrés partiels, ce qui donne plus de possibilités d'amélioration dans le modèle. Le modèle global sur EXPLORE a été plus performant que le modèle statistique global de JMP, avec des coefficients de régression supérieurs à 0,70 et un pouvoir de prédiction supérieur à 0,60. En utilisant le modèle global sur EXPLORE, la contre-pression a été exclue des paramètres ce qui confirme les résultats trouvés dans l'article 2. Donc, le modèle sur EXPLORE a permis d'améliorer la prédiction de toutes les réponses, surtout la consistance de sortie qui s'est améliorée de 0,40 à 0,70 et la consistance de filtrat de 0,38 à 0,73.

Mots clés : Déshydratation, Presse à vis, Pâte de bois, Modélisation statistique, Analyse multivariée

7.3 Abstract

Statistical modeling of a screw press was established by using an experimental design based on the screw rotational speed, the pulp feed consistency, the pulp feed suspension freeness, the inlet pressure, and the counter-pressure at the discharge end. The statistical models showed that the screw press outputs for each pulp could be predicted. When including all data in a global model to predict the outputs of the press for any pulp, a global statistical model was not efficient by using just the five fixed parameters. The solution to this problem was to use a multivariate analysis to include more parameters, mainly about the fiber characteristics (crowding factor, fiber length, fiber width, and fines content). By including the fiber properties, the differences between each pulp were analyzed. The multivariate analysis predicted the press outlets very well in a global model by using eight parameters instead of five. The R^2 of the multivariate prediction model were all higher than 0.70 and had the goodness of prediction (Q^2) higher than 0.60.

Keywords : Dewatering, Screw press, Wood pulp, Statistical modelling, Multivariate analysis

7.4 Introduction

Screw presses are widely used in mechanical pressing to remove liquid from a variety of suspensions. They are found in food processing industries (especially oil extraction) (Bredeson 1983; Indartono et al. 2019), water treatment (Fangueiro et al. 2008), paper industry (Meyer et al. 2018), and more recently, in lignocellulosic biomass pretreatment (Yan et al. 2014). Screw presses are assimilated to conventional extruders but with a perforated barrel allowing water to be extracted and collected as a filtrate. The screw press consists of a helical flight attached to a rotating shaft that transports the material to be dewatered along the press. There are a variety of geometrical properties of the screw press; the shaft can be of a fixed diameter or having a gradually increasing diameter along the

press. The screw pitch can be constant or decreasing along the press, the perforated barrel holes size, or the opening percentage.

The attempts to model the screw press dewatering were based on dividing the press into two zones (Shirato et al. 1985; Egenes and Helle 1994; Eaves et al. 2020). First, the material is dewatered by filtration and moving along the press to a point where the material starts to become more solid. At this point, there is a pressure build-up, where the dewatering by compression takes over. The models developed by Eaves et al. (2020) are based on two-phase flow formulations by using Darcy's law for the fluid and the effective solid network stress for the solid part. In their paper, they defined the transition point from the filtration zone, or as they called it the churning zone, to the consolidation zone or the shunting zone. The transition point position is dictated by the force balances, with the pressure set at the inlet and the counter-pressure maintained at the press exit.

El Idrissi et al. (2019) found that the dewatering in the screw press is controlled by the press operating parameters (rotational speed, inlet pressure, counter-pressure) and the material properties (feed consistency, freeness). It was proven that the main parameter is the rotational speed. The freeness and inlet consistency affect the filtrate properties more. The suspension characteristics, especially the fine content and the fiber length, dictate the range of the operating parameters in a screw press. The fiber length strongly influences the strength of a fiber suspension (Ringnér 1995); thus, it influences the degree to which the formed web can be compressed. Moreover, the crowding factor effect was considered (N) (Mason 1954; Kerekes and Schell 1992). The crowding factor was defined by Kerekes et al. (1992), as the number of fibers in a spherical volume of diameter equal to the length of a fiber. It is used to characterize fibers flocculation in water suspension. This factor affects mobility. In other words, it is an indicator of how fibers can move relatively to one another, as demonstrated by Martinez et al. (2001). Indeed, the crowding factor characterizes the fiber flocculation regimes, as defined by Soszynski (1987). A crowding factor lower than one represents a dilute regime with one chance of collision but, Martinez et al. (2001) modified this statement, and the dilute regime was extended until $N = 60$ at a point they called the gel point. The fibers are continuously in contact when $N > 60$ in a concentrated regime and tend to entangle.

In this article, a statistical model of the screw press using the five parameters previously studied (El idrissi et al. 2019) was established. JMP software was used based on the experimental designs developed for each pulp. The modeling started by applying a model for each pulp individually, and it proved to be efficient, as good predictive models were found. By including the three pulps data in one model in JMP, only screw press production and filtrate flux could be predicted well. Hence, the need to use another tool was obvious to improve the global predictive model. By applying a multivariate analysis in the EXPLORE software and adding more parameters into the model (fiber length, fiber width, coarseness, crowding factor, fines content), improvements in the prediction performance were expected.

7.5 Experimental

7.5.1 Materials

This study was conducted on a Thune (Voith) SP23 screw press. The screw press characteristics are detailed in table 7.1. The study included three different pulps: softwood kraft pulp, bleached chemi-thermomechanical pulp (BCTMP), and softwood thermomechanical pulp (TMP). The three pulps' properties are summarized in table 7.1. It should be noted that according to the crowding factor values of the three pulps, the suspension entering the screw press is above the gel point (Martinez et al. 2001, 2003), which means there was already good fiber-fiber contact when entering the screw press.

7.5.2 Methods

The study was based on using experimental designs (Sall et al. 2017) developed in JMP software obtained from SAS Institute. The first trials were made on kraft pulp, and the experimental design used was a central composite-uniform precision design with six central points, giving 32 experiments. Since it appeared that counter-pressure did not affect much of the screw press outputs for kraft pulp, the other designs were organized using the counter-pressure as a blocking factor for BCTMP and TMP. Therefore, the experimental design for BCTMP and TMP was a central composite-orthogonal block design with three central points, giving 27 trials for each pulp. The experimental design

levels are summarized in table 7.2. The same values for all pulps were not used because when experiments were conducted on BCTMP, the screw press could not handle high rotational speeds and pressure as it did for kraft pulp; thus, the parameters a bit for BCTMP and TMP were lowered. Five operational parameters were chosen based on the operational parameters studied by El Idrissi et al. (2019). The screw rotational speed was varied according to the experimental design performed. The inlet consistency was measured following the procedures in TAPPI T 240 om-93 (1993) method. The freeness (CSF) was determined following TAPPI T 227 om-99 (1999) method. The feed pressure and the counter-pressure were adjusted manually.

Table 7.1 Initial pulp properties and screw press dimensions

The pulps			
Properties	Kraft	BCTMP	TMP
Type	Softwood	Hardwood	Softwood
Origin	Irving (NBSK)	Rayonier A.M.	Papier Masson
Fibres length (lw*) (mm)	2.03	0.81	0.91
Fibres width (lw*) (μm)	27.0	28.6	33.9
Fines (lw*) (%)	27.5	52.3	60.7
Coarseness (μg/m)	181	167	222
Crowding factor	285	69	54
The screw press			
Constructor	Thune (Voith)		
Model	SP23		
Engine	Hydraulic, 0–60 rpm		
Perforated barrel	230 mm diameter; holes 1.2 mm diameter.open area 27.5 %		
Shaft length	1448.5 mm		
Pressure sensors positions	586.5 mm; 891.6 mm; 1182.0 mm; 1421.0 mm		
* lw: length weighted			

The experiment order was adjusted to have trials with higher freeness first before adjusting the freeness to a lower value by refining when needed, according to the experimental design developed. The experimental designs allowed the ability to evaluate the performance of the screw press and conduct a statistical predictive model. Six performance indicators were evaluated. The filtrate flux was measured by collecting the drained water in fourteen positions along the screw press. The drained water was stored

to measure filtrate consistency and percent fiber loss. The outlet consistency was measured by collecting the dried pulp at the outlet. The screw press production is a calculated value determined by the total solids' concentration and flow to the screw press. The energy consumption was calculated by using the torque values and the rotational speed. Finally, four pressure sensors along the screw press were installed as discussed in previously published work (El idrissi et al. 2019), and it was observed that the pressure is affected only near the discharge end; therefore, only the pressure in sensor 4 was predicted.

Table 7.2 Design level values

Pulp	Rotational speed (rpm)		Consistency (%)		Freeness (mL)		Feed pressure (kPa*)		Counter-pressure (kPa*)	
Level	-1	+1	-1	+1	-1	+1	-1	+1	-1	+1
Kraft	22	44	2	4.0	176	464	10	30	200	400
BCTMP	9	44	2	3.8	151	328	8	30	200	400
TMP	10	34	2	3.57	137	276	4	18	200	400
* All the measured pressures are expressed as gauge pressure.										

The predictive models developed in JMP did not show high goodness of fit for a global model that included the three pulps', so another tool (EXPLORE software, Canmet Energy, Varennes (QC) Canada) was used to include more variables into multivariate analysis. In addition to the previously cited five parameters, the fiber length, fiber width, fines content, coarseness, and the crowding factor were added to perform a multivariate analysis. The fibre length, the fibre width, the fines content and the coarseness were all measured in the Fibre Quality Analyzer (FQA) Lorentzen & Wettre Tester Plus. The crowding factor was calculated according to Kerekes et al. equation (1992).

7.6 Results and discussion

7.6.1 Individual model choice

The R^2 values were compared to find the best predictive model for each situation. The first model is a simplified model based on the five parameters studied. A model with the five parameters plus their interactions could also be used, or the parameters could be

included as quadratic terms in a quadratic model. The goodness of fit was compared in terms of R^2 in table 7.3. At first glance, a simple model could be a good choice for kraft pulp and BCTMP, but it gave a very low R^2 for TMP filtrate consistency. Thus, the simple model was omitted as an option. Then the model with interactions was compared to the quadratic model. Comparing the R^2 in table 7.3 for these two options, the R^2 was not improved by including quadratic terms into the model in order to predict our outputs well. However, by including the quadratic terms, the R^2 was slightly improved for TMP filtrate consistency and TMP energy consumption. As a result, the variables affecting the responses were only evaluated using a model with interactions.

Table 7.3 R^2 models values for each pulp

Pulp	Model	Out. Cons. (%)	Filt. Cons. (%)	Filt. fl. (kg/min)	Prod. (odmt/d)	S.4 pres. (kPa)	Energ. Cons. (kWh/kg)
Kraft	Simple	0.59	0.80	0.82	0.88	0.91	0.74
	Interactions	0.70	0.94	0.93	0.92	0.97	0.92
	Quadratic	0.76	0.94	0.97	0.92	0.97	0.93
BCTMP	Simple	0.78	0.66	0.77	0.91	0.57	0.70
	Interactions	0.92	0.77	0.90	0.98	0.91	0.91
	Quadratic	0.92	0.77	0.90	0.98	0.91	0.91
TMP	Simple	0.72	0.38	0.88	0.90	0.66	0.61
	Interactions	0.72	0.65	0.94	0.97	0.84	0.69
	Quadratic	0.72	0.86	0.97	0.99	0.84	0.78

The prediction coefficients of the model with interactions are summarized in table 7.4. Each coefficient reflects the degree at which a parameter affects the related response. The freeness and the rotational speed are the two most important parameters as they either affect a response individually or by interaction with another parameter, this confirms the findings in El idrissi et al. (2019).

BCTMP has the best prediction for outlet consistency when comparing the models' goodness of fit in table 7.4; they seem similar for kraft pulp and TMP. Kraft pulp and TMP are both produced from softwood, so their fibers are not as rigid and stiff as BCTMP, which is from hardwood fibers. This possibly explains the similarity between TMP and BCTMP. Analysis of the data for outlet consistency in table 7.4 shows that the freeness is

a very important factor for BCTMP but has no effect on TMP and a slight effect on kraft pulp. Considering these facts and keeping in mind that BCTMP is made from hardwood, with more rigid fibers, it explains the difference between this pulp, kraft pulp, and TMP. For the filtrate consistency, a similarity between BCTMP and TMP was observed. Both pulps have almost identical fines content, and by comparing the coefficients in table 7.4, both BCTMP and TMP are not affected by the rotational speed, but they are more affected by the feed consistency.

For the filtrate flux, the three pulps have a good fit. The difference observed was the amount of flow for each pulp. Kraft pulp has a higher filtrate flow rate; it contains longer fibers offering more space for water and fines to slip from the screw press. BCTMP flux was observed to be higher than TMP, even if containing very close fines content and very close operational parameters. This can be explained by the rigidity of BCTMP fibers. The main factors affecting the filtrate flux, as observed in table 7.4, are the freeness, the rotational speed, and the feed consistency. The pressure has more effect on BCTMP, as it has more rigid fibers offering more fiber interspace for dewatering under higher pressure since the pulp pad remains less compact. The other outlet variable is the production of the pulps, which is well predicted for the three pulps, with almost no significant difference. It was observed that the screw press production is very affected by the rotational speed and feed consistency (El idrissi et al. 2019), and this is also observed in table 7.4.

The pressure of interest was that of sensor 4 because the pressure in the other three sensors was very close to the feed pressure. Table 7.3 shows that the pressure at sensor 4 is very well predicted. The model fits well for BCTMP, and kraft pulp, but seems a bit less efficient for TMP. This is probably due to the fines content, which alters the pressure zones in the compressed pulp in the screw press. From table 7.4, it was noted that the rotational speed is the main factor affecting the pressure at sensor 4, which confirms previous findings by El idrissi et al. (2019). Finally, the energy consumption is very well predicted for kraft pulp and BCTMP, as observed in table 7.3. As for TMP, softwood fibers and more fines might have made the motor load fluctuate due to a more sensitive operation giving a lower prediction. The main factors affecting the energy consumption are the feed consistency and the freeness, as observed in table 7.4.

Table 7.4 Estimated coefficients for models with interactions of each pulp with a significant probability at 95%

Pulp	Terms	Out. Cons. (%)	Filt. Cons. (%)	Filt. fl. (kg/min)	Prod. (odmt/d)	S.4 pres. (kPa)	Eneg. Cons. (kWh/kg)
Kraft	Intercept	33.04	0.19	296.74	12.95	242.53	1.35
	Freeness	0.40*	-0.04	58.24	2.31	23.43	-0.27
	Consistency	-	-0.05	-33.76	3.86	33.15	-0.47
	Pressure	-	0.06	24.82	0.76	8.08	-
	C.pressure	1.32	-	-	-	33.71	0.09
	Rotational speed	-2.22	0.05	46.33	1.96	-53.98	0.09
	Freeness×consist	-	0.02	-30.84	-0.51	-3.21	0.23
	Freeness×Pressure	-	-0.02	-	-	-	-
	Freeness×C.Pressure	-	-	-	-	8.06	-
	Consistency×Rot. sped	-	-	-	1.06	-	-0.09
	Consistency×pressure	-	-0.03	-	-	-	-
	Freeness×Rot. speed	-1.09	-	12.47	-	-6.71	-
	Pressure×Rot. speed	-	0.02	-	-	-	-
	C.Pressure×Rot. speed	-0.09	-	-	-	-16.38	-
BCTMP	Intercept	28.00	0.46	252.63	8.58	252.96	1.52
	Freeness	3.82	-0.17	-	1.43	78.43	0.01*
	Consistency	1.49	-0.43	-108.77	2.02	68.13	-0.33
	Rotational speed	-11.88	-	76.92	3.08	-291.09	-0.70
	Pressure	-	0.25	87.53	1.54	-	-0.25
	C.Pressure	-	-	-	-	-0.35	-
	Freeness×Consistency	-1.53	-	--	1.15	-	-0.21
	Freeness×rot. speed	4.46	-	-	-	190.32	0.46
	Consistency×Pressure	-	-0.25	-96.59	-	-	-
	Rot. speed×Pressure	-	-	-	0.69	-	-
	Consistency×Rot. spd	-	-	-	-	-	0.33
TMP	Intercept	27.06	0.25	160.28	6.43	160.77	1.53
	Rotational speed	-7.66	-	44.18	1.99	-135.00	-
	Freeness	-	-0.09	22.51	1.13	12.26*	-0.26
	Consistency	-	-0.10	-19.34	1.76	47.66	-0.40
	Pressure	-	0.05	20.43	0.53	20.72*	-
	Freeness×Consistency	-	0.07	-	-	-	0.17
	Consistency×Pressure	-	-0.05	-9.41	-	31.43	-
	Freeness×Rot. speed	-	-	13.14	0.51	58.45	-
	Consistency×Rot. sped	-	-	-	0.94	-18.06	-
	Freeness×Pressure	-	-	-	-0.03	-	-
* Not significant at 95%, but term included in interactions							

7.6.2 General model

Individually evaluating each pulp confirmed that the model with interactions predicted the responses very well. For practical purposes, a model that can include the three pulps would be better. Hence, the outputs could be predicted no matter the pulp being dewatered in the screw press. Therefore, a global model was performed by putting all the pulps data in one model using JMP. The global statistical model did not perform as well as expected for some responses. Therefore, the EXPLORE software, which is based on multivariate analysis, had to be used. The multivariate analysis included more complex relationships and additional parameters to increase the goodness of prediction.

7.6.2.1 General statistical model (JMP)

A global model was generated by putting the dewatering data of the three pulps in JMP software. As shown in table 7.5, three models were established: firstly a simple model including just the five parameters, then a model including interactions as well, and a model including quadratic terms. The model with interactions was chosen by comparing the R^2 values comparing the three established models based on their R^2 values. The R^2 of the model with interactions and the quadratic model, is almost equal. The only exception is for the outlet consistency which is slightly higher in the quadratic model. Thus, the model with interactions was the optimal choice to have a simplified prediction formula with good accuracy. In the global model, only the filtrate flux and the production have a high R^2 , meaning they can be predicted very well. For the other responses, it seems that more information is needed to improve the goodness of fit. Table 7.6 shows the estimation coefficient for the global model with interactions. The rotational speed and freeness are the most important factors, followed by feed consistency.

Table 7.5 R^2 for the global model including the three pulps together

Model	Outlet consistency (%)	Filtrate consistency (%)	Filtrate flux (kg/min)	Production (odmt/d)	Sensor 4 Pressure (kPa)	Energy Consumption (kWh/kg)
Simple	0.37	0.32	0.83	0.90	0.45	0.49
Interactions	0.40	0.38	0.86	0.94	0.54	0.54
Quadratic	0.52	0.38	0.86	0.94	0.62	0.58

Table 7.6 Estimated coefficients for the global interaction model with a significant probability at 95 %

Terms	Out. Cons. (%)	Filt. Cons. (%)	Filt. fl. (kg/min)	Prod. (odmt/kg)	S.4 pres. (kPa)	Eng. cons. (kWh/kg)
Intercept	30.83	0.23	289.76	12.38	208.04	1.35
CSF	2.35	-0.10	62.46	2.61	56.24	-0.30
Consistency	-	-0.12	-48.84	3.82	40.52	-0.42
Pressure	1.39*	0.09	46.97	1.29	43.07	-
Rot. speed	-3.65	-	48.76	2.22	-65.69	-0.08
Freeness×consist	-	0.076	-17.96	-	-	0.18
Freeness×Pressure	-1.83	-	-	-0.06	-	-
Consist×Rot. speed	-	-	-	1.11	-25.90	-0.10
Consist×pressure	-	-0.06	-15.50	0.53	-	-
CSF×Rot. speed	0.35	-	8.84	-	47.59	-
* Not significant at 95 %, but term included in interactions						

7.6.2.2 General multivariate model (EXPLORE)

The multivariate analysis in EXPLORE included other parameters than those studied in JMP without having to make a new experimental design. In addition to the five parameters already studied in JMP, five more parameters have been added (fibre length, fibre width, fines percentage, crowding factor and coarseness) to establish a complete Partial Least Square model (PLS). Some outputs did not have a linear relationship. Therefore, they were change into a log function. Thus, the filtrate consistency, the pressure of sensor 4 and the energy consumption were transformed to a log function. The complete model using the ten factors was reduced to a model that included only eight factors. The counter-pressure and coarseness were omitted due to their low contribution to the R^2 and the goodness of prediction Q^2 in the model. Figure 7.1 shows the variation of the R^2 and Q^2 of the reduced model according to the number of components included. The reduced model performed very well, and a very good predictive model can be obtained even by stopping at four components.

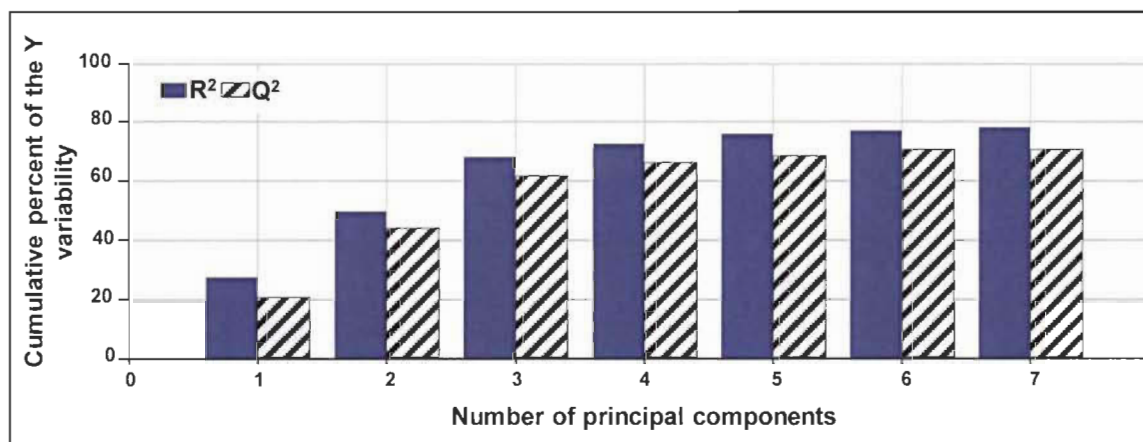


Figure 7.1 Percentage of Y variability explained by the PLS model

In the reduced model established (Figure 7.1), we noticed that the model predictive ability is very good starting from four components. Hence, the loadings and the scores of the model could be analyzed with the basis of these four components (Figures 7.2 and 7.3). The loadings, which are the weights of the variables when calculating the scores from the original observations, express the dominating correlation structure of the X matrix. The model score plot represents the map of the observations.

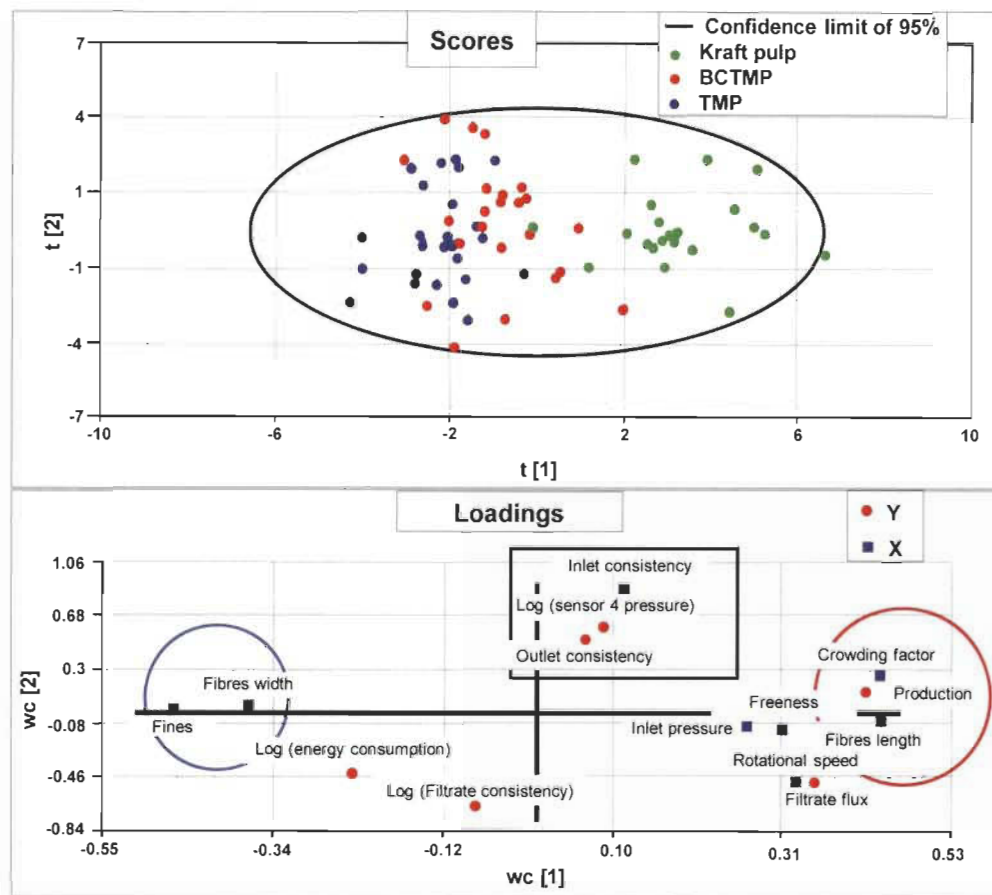


Figure 7.2 Scores and loadings of the model for the first two latent vectors

The BCTMP and TMP data show some similarities between these two pulps. The scores plot based on the first two components (Figure 7.2) shows that kraft pulp differs from BCTMP and TMP. The data looks divided into three groups. The first latent vector enables the separation of kraft pulp from TMP and BCTMP, mainly based on the fiber characteristics as shown in the loading plot in figure 7.2, such as the fines content and the fibre length. In the loadings plot in figure 7.2, the variables in the same circle or square provide similar information, the variables situated in the red circle versus variables in the blue circle are negatively correlated while the variables in the square are not related to the variables in the blue or red circle. The second latent vector seems more related to operating conditions and their effect on consistency and filtrate. For this vector, fiber length and fines are not significant, being close to zero on the vertical axis of the plot. The inlet pressure and the rotational speed are negatively related to the fines content, as already observed in a previous study (El idrissi *et al.* 2019). It was obviously easier to operate at

higher rotational speed and inlet pressure for kraft pulp having around 20 % of fines; however, TMP and BCTMP could not operate in the same conditions.

In the third and fourth components plot (Figure 7.3), the loadings plot showed that the third latent vector captures the strong effect of rotational speed and inlet consistency. The fourth vector seems related to freeness (CSF) effect. The fiber characteristics can be found in the center of the loading plot, showing they have no influence on these two latent vectors. The scores plot clearly indicates that these latent vectors are not related to the pulp type, as the mapping of the three pulps is superimposed.

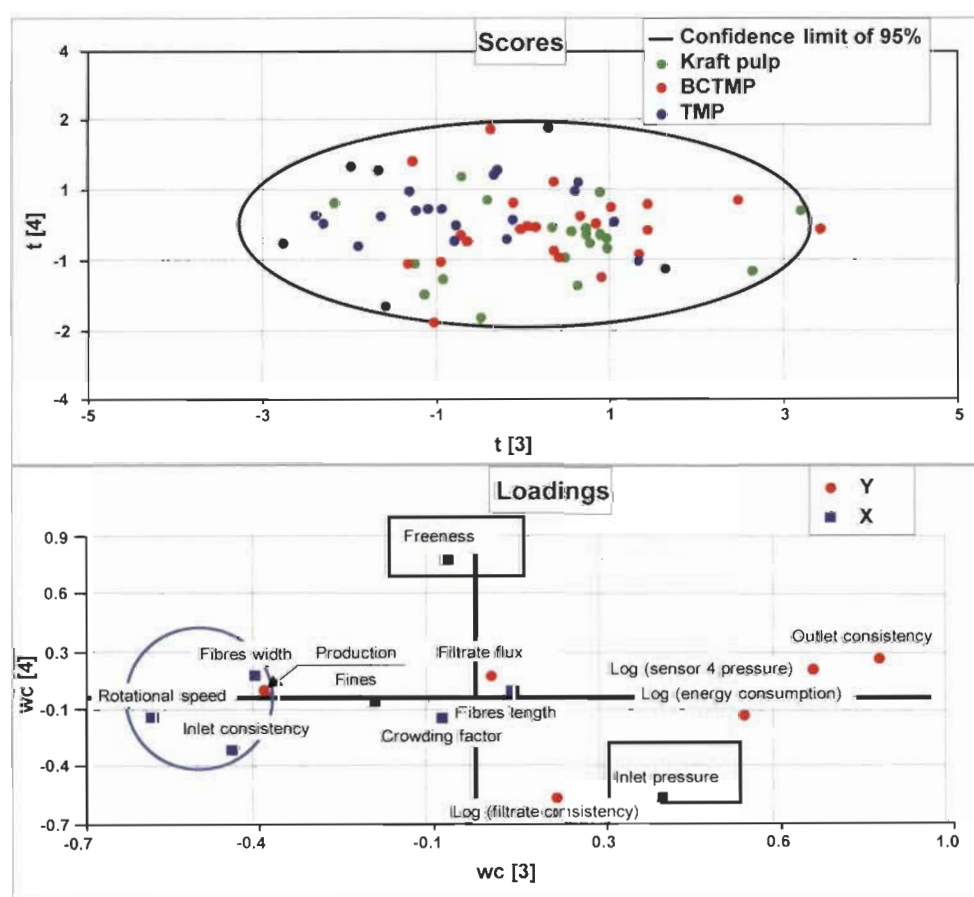


Figure 7.3 Scores and loadings of the model for the third and fourth latent vectors

After analyzing the parameters, the model's goodness of fit R^2 and goodness of prediction Q^2 are summarized in figure 7.4. Compared to the JMP general statistical model, the multivariate general model performance is greatly increased. The R^2 of the outlet consistency increased from 0.40 to 0.73, 0.38 to 0.73 for the filtrate consistency,

0.54 to 0.75 for the energy consumption, and 0.54 to 0.70 for the sensor 4 pressure. Thus, the model that included other pulp properties improved the prediction performance. in the end, the Q^2 of the model is always higher than 0.60. The Variables Importance on Projection (VIP) was also analyzed (Figure 7.5).

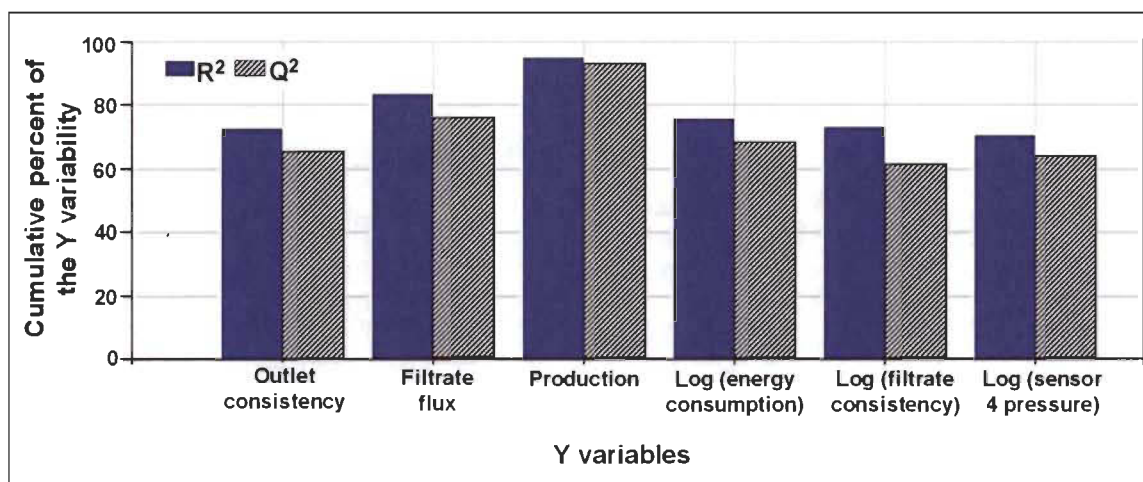


Figure 7.4 Maximum percentages of each Y variability explained by the PLS model

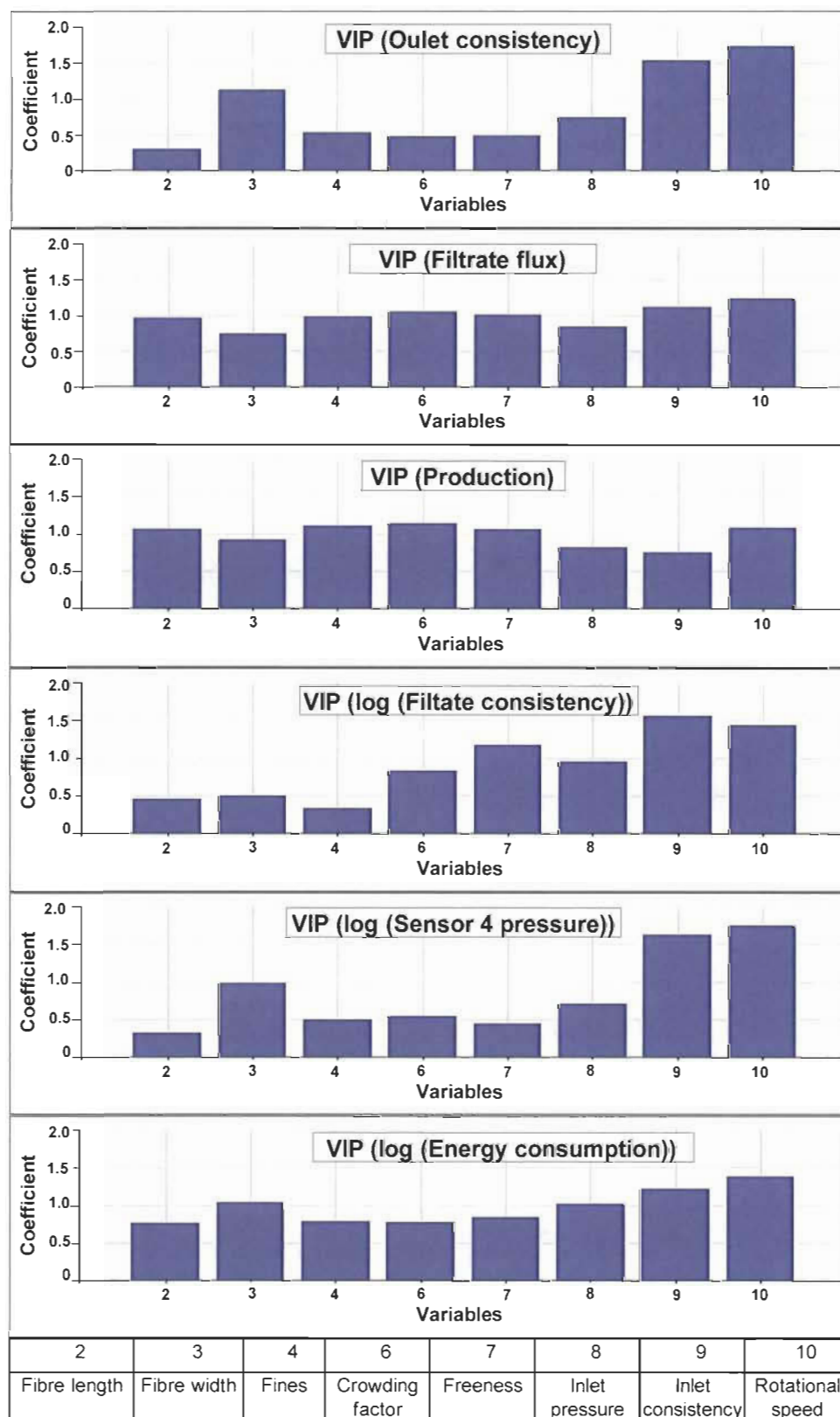


Figure 7.5 VIP of the model

A variable is considered to have a significant effect when they have a VIP higher than 1. Hence, the outlet consistency is more affected by the rotational speed, the feed consistency, and the fiber width. The filtrate flux seems affected by all the factors. The production is affected by mostly the factors, the crowding factor, the fines content, and the rotational speed, but not necessarily by the inlet pressure and consistency. The filtrate consistency is mostly influenced by the feed consistency, the rotational speed, and the freeness. For the pressure of sensor 4, the rotational speed and the feed consistency are the most evident influences. The energy consumption is affected by the same parameters, the rotational speed, and the feed consistency but the fiber width and inlet pressure are to be considered. Globally, the rotational speed and the inlet consistency are the most important factors to consider for the screw press operation. Surprisingly, the fiber width also has a strong impact on all the response variables except for filtrate flux and consistency. The other pulp characteristics also have an important impact, but for different variables. Therefore, the rotational speed, the freeness and the feed consistency combined with the fibres' properties and fines percentage should be considered when dewatering pulp in a screw press. The prediction equation coefficients are summarized in table 7.7.

Table 7.7 Regression coefficients for the global model in EXPLORE

Outputs Inlets	Out. Cons.	Log (Filt. Cons.)	Filt. fl.	Prod.	Log (S.4 pres.)	Log (Eng. cons.)
Constant	59.08	0.74	217.8	-9.40	7.17	3.72
Rotational speed	-0.53	0.02	3.58	0.16	-0.05	-0.004
Freeness	0.013	-0.002	0.38	0.02	0.001	-0.001
Feed consistency	1.35	-0.64	-44.33	1.54	0.24	-0.25
Feed pressure	0.02	0.04	4.32	0.08	0.005	-0.005
Fibres length	4.48	-1.08	-16.58	-2.33	0.35	-0.12
Fibres width	-0.63	-0.04	-3.83	0.07	-0.05	-0.06
Fines	-0.14	0.02	-0.19	0.03	-0.01	-0.0004
Crowding factor	-0.02	0.004	0.09	0.03	-0.001	-0.0008
R ²	0.73	0.73	0.83	0.94	0.70	0.75

7.7 Conclusions

1. For each pulp individually, a statistical predictive model could calculate the press outputs very well. The model with interactions was used, and the R^2 varied between 0.65 and 0.97, which is a very good regression value. It also showed that the fiber type is not the main cause of the difference between the pulps. The fiber length was the main factor to characterize each pulp individually in regards to the crowding factor.
2. The global model in JMP, with interactions, was only predicting the filtrate flux and the production very well. For the other outputs, the R^2 was lower than 0.50. This was judged, not enough to have a good description of the screw press design. However, in agreement with previous findings (El idrissi et al., 2019), the statistical modeling showed that the rotational speed, the freeness, and the feed consistency are the most important factors as they were found to influence most of the press outputs, either alone or combined with each other.
3. In addition to the five parameters studied in JMP, four more variables (fibers length, fibers width, fines content, and crowding factor) were added in a multivariate analysis global model. The counter-pressure was rejected after noticing it has no significant effect on most of the outputs. By using the principal component multivariate analysis, the R^2 of the model increased greatly and had a goodness of prediction Q^2 higher than 0.60. Compared to the JMP general statistical model, the multivariate general model performance was noticeably increased. From an application point of view, the multivariate model is more general and flexible. Further experiments with other types of pulp will be undergone to validate, or further improve the model.

7.8 Acknowledgements

The financial support from the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) and Valmet is gratefully acknowledged.

7.9 References

- Bredeson, D. K. (1983). "Mechanical oil extraction," *J. Am. Oil. Chem. Soc.* 60 (2), 211-213. DOI: 10.1007/BF02543484
- Eaves, T. S., Paterson, D. T., Hewitt, D. R., Balmforth, N. J., and Martinez, D. M. (2020). "Dewatering saturated, networked suspensions with a screw press," *J. Eng. Math.* 120, 1-28. DOI: 10.1007/s10665-019-10029-3
- Egenes, T. H., and Helle, T. (1994). "Transport and drainage processes in a screw press. New light on a major part of the pulping process," *Pulp Pap-Canada* 95(2), 38-43.
- El Idrissi, B., Loranger, É., Lanouette, R., Bousquet, J. P., and Martinez, M. (2019). "Dewatering parameters in a screw press and their influence on the screw press outputs," *Chem. Eng. Res. Des.* 152, 300-308. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.10.001
- Fangueiro, D., Senbayran, M., Trindade, H., and Chadwick, D. (2008). "Cattle slurry treatment by screw press separation and chemically enhanced settling: Effect on greenhouse gas emissions after land spreading and grass yield," *Bioresource Technol.* 99(15), 7132-7142. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.12.069
- Indartono, Y. S., Heriawan, H., and Kartika, I. A. (2019). "Innovative and flexible single screw press for the oil extraction of *Calophyllum* seeds," *Res. Agr. Eng.* 65(3), 91-97. DOI: 10.17221/85/2018-RAE
- Kerekes, R., and Schell, C. (1992). "Regimes by a crowding factor," *J. Pulp Pap. Sci.* 18(1), J32-J38.
- Martinez, D., Buckley, K., Jivan, S., Lindstrom, A., Thiruvengadaswamy, R., Olson, J., Ruth, T., and Kerekes, R. (2001). "Characterizing the mobility of papermaking fibres during sedimentation," in: *The 12th Fundamental Research Symposium*, Oxford, UK, pp. 225-254.
- Martinez, D., Kiiskinen, H., Ahlman, A-K., and Kerekes, R. (2003). "On the mobility of flowing papermaking suspensions and its relationship to formation," *J. Pulp Pap. Sci.* 29(10), 341-347.
- Mason, S. G. (1954). "Fibre motions and flocculation," *Tappi J.* 37(11), 494-501.

Meyer, T., Amin, P., Allen, D. G., and Tran, H. (2018). "Dewatering of pulp and paper mill biosludge and primary sludge," *J. Environ. Chem. Eng.* 6(5), 6317-6321. DOI: 10.1016/j.jece.2018.09.037

Ringnér, J. (1995). The Influence of Fibre Length Distribution on the Network Strength of Fibre Suspensions, Master's Thesis, Chalmers University, Goteborg, Sweden.

Sall, J., Stephens, M. L., Lehman, A., and Loring, S. (2017). *JMP Start Statistics: A Guide to Statistics and Data Analysis Using JMP, SAS*, Cary, North Carolina.

Shirato, M., Hayashi, N., Iwata, M., Murase, T., and Ogawa, Y. (1985). "Continuous expression of slurry in a screw press," *Int. Chem. Eng.* 25(1), 88-96.

Soszyński, R. M. (1987). The formation and properties of coherent flocs in fibre suspensions, Ph.D Dissertation, University of British Columbia, Vancouver, BC, Canada.

TAPPI T240 om-93. (1993). "Consistency (concentration) of pulp suspensions," TAPPI Press, Atlanta, GA.

TAPPI T227 om-99. (1999). "Freeness of pulp (Canadian standard method)," TAPPI Press, Atlanta, GA.

Yan, Q., Miazek, K., Grande, P. M., Dominguez de Maria, P., Leitner, W., and Modigell, M. (2014). "Mechanical pretreatment in a screw press affecting chemical pulping of lignocellulosic biomass," *Energ. Fuel* 28(11), 6981-6987. DOI: 10.1021/ef501706w

Chapitre 8- Résultats complémentaires

Nous avons discuté dans les chapitres précédents que nous avons établi un plan de design expérimental pour nos essais (chapitre 2, section 4.2.2). Nous avons discuté les effets des paramètres et établi nos modèles prédictifs. Un point qui n'a pas été discuté encore est l'effet sur la pâte du passage dans la presse à vis. Donc, ce dernier chapitre mettra le point sur deux facteurs que nous n'avons pas considéré précédemment, à savoir, la demande cationique de la pâte et le taux d'hydratation. Nous n'avons pas les données pour l'essai 7 de la PCTMB, puisque la PCTMB n'a pas pu subir un traitement à haute vitesse de rotation et pression d'alimentation comme la pâte kraft. C'est pourquoi la vitesse de rotation a été modifiée pour la deuxième série d'essais, à partir de l'essai 10, pour la pâte BCTM et nous avons refait le plan expérimental de la PTM pour ne pas avoir le même problème.

8.1 La demande cationique

La demande cationique a été déterminée par titration du filtrat dans l'appareil MUTEK détecteur de charge (PCD-03). Une solution de 1,0 mN de polyDADMAC a été utilisée pour la titration de 2 mL du filtrat de la pâte. Comme nous avons les consistances du filtrat, la masse de pâte sèche dans le filtrat est connue et la masse dans la suspension initiale correspondante a été déduite par une règle de trois. La demande cationique a été calculée suivant la relation :

$$q = \frac{V \times c}{m} \quad \text{Éq. 8.1}$$

Où

q : charge spécifique (ég/g)

c : concentration du titrant (ég/l)

m : masse des solides de l'échantillon (g)

V : volume consommé pour la titration (l)

Le test a été fait pour la PCTMB et la PTM seulement car la pâte Kraft génère une demande cationique très faible, voire négligeable. Comme nous pouvons remarquer dans la figure 8.1, la demande cationique n'a pas été trop influencée par le passage dans la presse à vis. À noter que la pâte a été raffinée après l'essai 9 et l'essai 18, et diluée plusieurs fois. Sur la figure 8.1 nous constatons pour la PTM, que la demande cationique a diminué graduellement jusqu'à l'essai 4 puis s'est stabilisée après dilution à l'essai 5. À partir de l'essai 19 nous constatons une diminution juste après le raffinage, puis elle continue à baisser légèrement après les dilutions aux essais 23 et 24. Comme la pâte a été raffinée après l'essai 9 et l'essai 18, ce raffinage cause une fibrillation des fibres et génère des fines mais requiert aussi l'addition d'une certaine quantité d'eau, ce qui au final, cause probablement une diminution de la demande cationique. Lors du raffinage, la structure des fibres s'affaiblit et elles deviennent plus susceptibles de subir des modifications surfaciques dans la presse à vis. Donc, les diminutions constatées sont l'effet combiné du raffinage, du traitement mécanique dans la presse et de la dilution.. Pour la PCTMB, la demande cationique est plus stable.. Nous avons observé de légères diminutions après chaque dilution, puis une stabilisation. Le raffinage n'a pas d'effet observable graphiquement sur la demande cationique pour la PCTMB. Pour finir, lors du pompage il y a un risque de modification légère de la structure des fibres. Ainsi le mélange de filtrat avec la pâte épaissie peut être responsable de la modification de la charge.

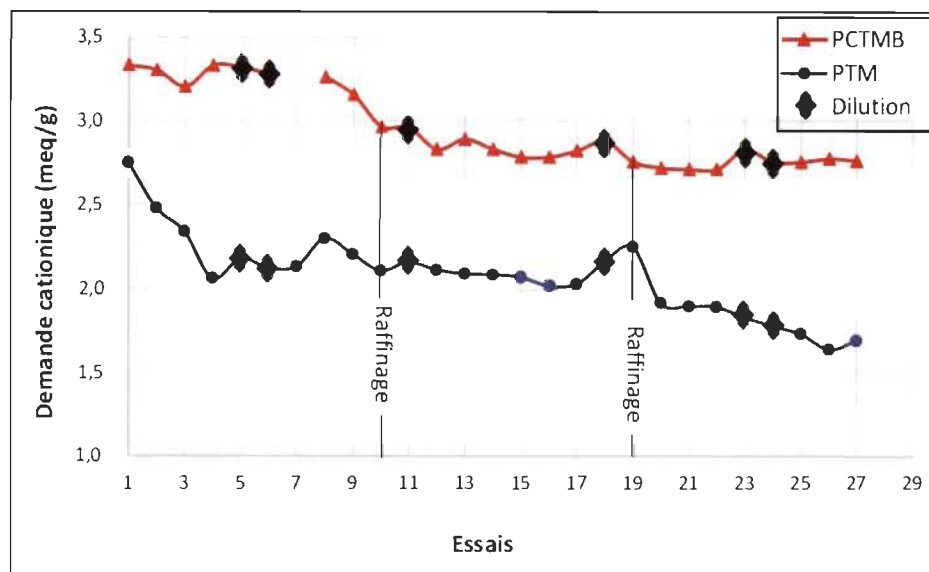


Figure 8.1 Variation de la demande cationique pendant la déshydratation

8.2 L'indice d'hydratation

L'indice d'hydratation représente la capacité des fibres à absorber de l'eau et donc le gonflement. Le test a été réalisé suivant la méthode Tappi UM 256. Sur la figure 8.2, nous remarquons que l'indice d'hydratation augmente pendant l'opération de déshydratation, mais il faut noter aussi que les pâtes ont passé deux fois dans le raffineur. Il est connu que la rétention de l'eau augmente après le raffinage. Si nous regardons la figure 8.2, nous constatons une augmentation de l'indice d'hydratation, et cette augmentation est plus importante pour la pâte kraft et la PCTMB. La PTM contient un pourcentage assez important de fines et des fibres plus courtes, cela explique la plus faible augmentation comparée aux autres pâtes. En général, l'indice d'hydratation augmente avec le raffinage. Ce qui nous laisse à penser que l'augmentation de l'indice d'hydratation dans notre cas, est non seulement due au traitement dans la presse, mais aussi au raffinage, puisque la pâte a été raffinée deux fois en cours de processus expérimental. Pour les pâtes TM et CTMB nous avons effectué un raffinage après les essais 9 et 18. La pâte kraft a été raffinée après l'essai 9 et l'essai 23. Cet effet est surtout constaté après l'essai 9 pour la pâte kraft et la PCTMB. Le pompage aussi peut causer une modification dans les propriétés des fibres, soit par réduction de la taille ou en augmentant leur flexibilité. Hietanen [67] a

montré que l'indice d'hydratation est relié à l'adhérence entre les fibres, qui est lié à la flexibilité de fibres.

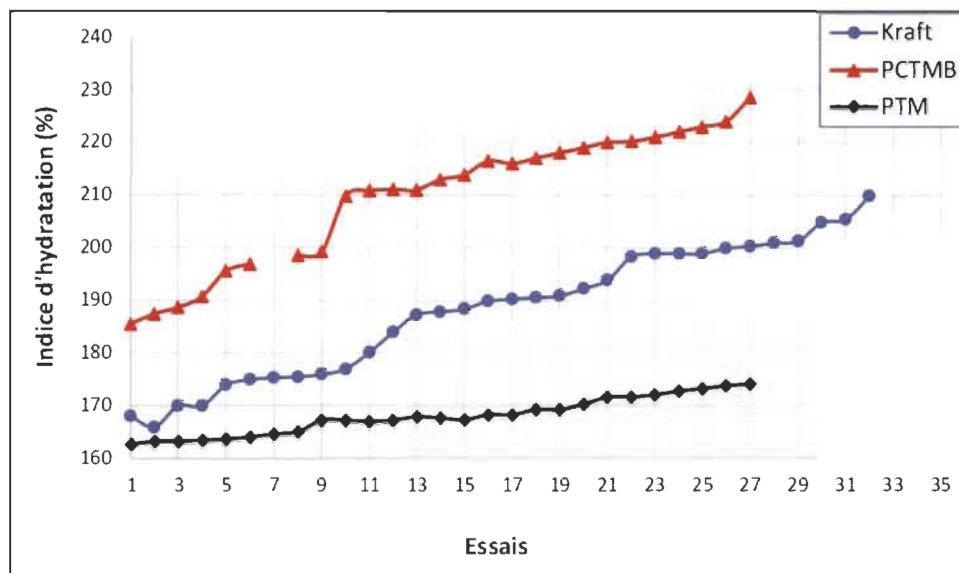


Figure 8.2 Variation de l'indice d'hydratation lors de la déshydratation

8.3 Récapitulatif

L'analyse des résultats montre que la presse à vis ne modifie pas trop les propriétés de la pâte. Probablement, il y a des changements microscopiques de la structure des fibres, mais cela dépend aussi du type de pâte. Comme la presse à vis décharge la pâte à haute consistance, nous avons une haute force de cisaillement et par conséquent cela peut faire courber les fibres [68]. Page et coll. [69] ont trouvé que l'indice de courbure de fibre augmente de quelques 0,2-0,3 % durant la compression de pâte kraft à bas rendement. Mais, Wieters [70] n'a pas remarqué de changements indésirables dans les caractéristiques de la pâte dans la presse à vis. Dans notre cas, l'indice de courbure augmente en moyenne de 0,5 % pour la pâte kraft, 0,4 % pour la PCTMB et 0,5 % pour la PTM. Il faut noter que les fibres ont une aptitude de courbure différente; les fibres à bas rendement sont plus susceptibles de fléchir que les fibres à haut rendement.

Chapitre 9- Conclusions

L'ensemble des expériences et des analyses sur la presse à vis ont permis de consolider certaines notions et de mieux comprendre les effets des paramètres. Le comportement de différentes pâtes a été expliqué. Les effets des principaux paramètres ont été détaillés et le tout a abouti à des modèles satisfaisants pour mieux concevoir les presses. Le comportement le long de la presse à vis a montré que la pression augmente graduellement dans la presse, et que la filtration commence dès l'entrée dans la presse. La vis nettoie en continu les perforations, ce qui rend les théories de filtration classique invalides.

La vitesse de rotation a été démontrée comme le facteur le plus important dans la presse. L'augmentation de la vitesse de rotation de la vis engendre une augmentation du drainage et si l'on augmente beaucoup plus (c.à.d. 34 rpm pour les pâtes TM et CTMB et 44 rpm pour la pâte kraft), le temps de résidence diminue et la pâte ne s'épaissit pas assez. Cet effet est plus important pour les pâtes à haut pourcentage de fines. Cela a été constaté pour les pâtes CTMB et TM. La consistance du filtrat et le débit de filtrat sont les deux grandeurs les plus affectées par la vitesse. Les deux grandeurs augmentent en augmentant la vitesse de rotation. Ainsi, l'augmentation de la vitesse de rotation entraîne une diminution de l'énergie spécifique et de la consistance de sortie. Ces effets ont été remarqués pour les trois pâtes et cet effet augmente avec le pourcentage de fines et la flexibilité des fibres.

La pression dans la presse à vis est relativement constante dans presque les 2/3 de la longueur de la presse. L'augmentation de la pression est plus importante à partir du point où la pâte remplit toute la section de passage et se comporte comme un corps solide. Quand la pâte est devenue assez compacte, elle résiste aux forces d'écoulement et un glissement dans la presse a été remarqué. Le calcul d'un taux de vitesse axial a montré que la pâte se déplace dans la presse à une vitesse assez faible comparée à l'avancement linéaire de la vis proche du point de décharge. Pourtant, pour la pâte kraft, la vitesse de déplacement de la pâte a dépassé celle de la vis pour des vitesses de rotation assez importantes. La pression affecte surtout le filtrat. L'augmentation de la pression d'alimentation augmente le débit de filtrat. La consistance de filtrat augmente aussi avec l'augmentation de la pression

d'alimentation, cela est dû aux forces de pression appliquées sur les fibres à travers les perforations. Cet effet est plus important pour la pâte kraft qui possède des fibres plus longues et moins de fines.

Comme l'indice d'égouttage représente la capacité de drainage de la pâte, une augmentation de l'indice d'égouttage augmente considérablement le débit de filtrat. Lors du raffinage, les fibres se fibrillent et le nombre de fines augmente, ce qui rend la pâte fibrillée plus cohérente, ce qui diminue la consistance du filtrat. La pâte kraft se comporte un peu différemment des autres pâtes. Possédant un facteur d'enchevêtrement assez important et 3 fois moins de fines comparativement aux pâtes CTMB et TM, elle s'épaissit plus rapidement ce qui représente un gain en énergie et en rendement de la presse.

Plus la consistance d'alimentation est importante, plus le contact entre les fibres est important. Donc, la consistance du filtrat diminue en augmentant la consistance d'alimentation surtout pour les fibres plus flexibles. Le fait d'opérer à des consistances plus hautes pousse la pompe d'alimentation à fournir plus de pression et entraîne la suspension à une vitesse plus importante, ce qui réduit les forces sur la vis et l'énergie spécifique de la presse.

La contre-pression n'a d'effet que près du bouchon. La pâte kraft possédant de longues fibres et une porosité plus importante, a été plus affectée par le changement de la contre-pression. Le facteur d'enchevêtrement et le taux de fines sont deux facteurs qui déterminent l'effet de la contre-pression, ce qui nous a incités à les inclure dans les modèles statistiques de la presse à vis.

La modélisation statistique de la presse a été assez réussie. En prenant chaque pâte individuellement, nous avons trouvé que les sorties (réponses) de la presse peuvent être prédites efficacement en utilisant un modèle avec interaction dans JMP. Les modèles trouvés ont des valeurs R^2 variant entre 0,65 et 0,97. Les modèles individuels de chaque pâte nécessitent seulement cinq facteurs (la consistance d'alimentation, la pression d'alimentation, la vitesse de rotation, l'indice d'égouttage et la contre-pression), pourtant ces cinq facteurs n'ont pas été assez pour établir un bon modèle global des trois pâtes. Une analyse multivariée, avec le logiciel EXPLORE, nous a permis de trouver un modèle

global sans avoir à passer par de nouveaux plans expérimentaux et ajouter d'autres facteurs. En plus des cinq facteurs déjà cités, sauf la contre-pression, l'ajout de la longueur et la largeur des fibres, du taux de fines et du facteur d'enchevêtrement nous ont permis d'améliorer considérablement le modèle global. En utilisant une analyse par projection sur une structure latente, le R^2 du modèle a été largement amélioré de 0,38 à 0,73 avec un pouvoir de prédiction Q^2 dépassant 0,60.

Pour finir, nous pouvons conclure que le comportement le long de la presse a été détaillé avec l'influence de chaque facteur. La presse à vis n'altère pas trop les propriétés de la pâte, ce qui est bon pour la suite du processus de fabrication de papier. Le modèle présent peut servir et être un bon outil d'extrapolation et de dimensionnement des presses à vis.

Chapitre 10- Contributions et recommandations

Ce travail a donc contribué à l'amélioration des connaissances dans la déshydratation dans la presse à vis pour les pâtes à papier. La presse à vis peut être modélisée avec succès par une analyse multivariée, qui est plus au moins assez simple à adapter comparée aux modèles théoriques mathématiques. Ce travail contribuera aussi à mieux concevoir les presses à vis en fonction des besoins du client, même s'il faudra valider nécessairement et ajuster le modèle pour différents types de produits et configurations de presses à vis. Cette étape est plus facile en usine grâce à l'analyse multivariée, celle-ci permettant de traiter directement les données de l'usine, ou d'une usine utilisant le même type de produit. Ce qui serait impossible avec un modèle statistique conventionnel. Comme nous n'avons pas mesuré ici la perméabilité de la suspension, ce paramètre peut être incorporé avec les autres paramètres. Nous pourrions ainsi refaire une analyse multivariée en incorporant ce facteur, ce qui pourrait potentiellement améliorer davantage les performances du modèle. Nous avons utilisé le facteur d'enchevêtrement comme paramètre exprimant le degré de contact entre les fibres, mais il sera aussi intéressant de mesurer la résistance au cisaillement. La résistance au cisaillement à l'entrée de la presse est relativement faible et assez importante à la sortie de la presse. Ainsi, il sera intéressant de trouver un modèle qui quantifie la variation de la résistance au cisaillement en fonction de la variation de la pression. Cette interrelation entre le développement de la pression et la résistance au cisaillement sera utile pour choisir le matériau de conception, la géométrie et aussi les dimensions de la vis. Un autre travail peut être aussi fait en variant la géométrie de la vis et des perforations de la calandre de la presse. De pareilles études peuvent être faites, sur des presses avec des vis à pas variable, des vis à diamètre constant et aussi avec différents diamètres de trous de tamis. Il serait aussi intéressant de travailler dans le futur sur d'autres types de produits (fibre de verre ou de nylon) ayant une structure similaire (cylindrique) à celle des pâtes, mais n'ayant pas la capacité de former des liens fibre-fibre aussi facilement que le bois.

Annexe 1 - Design expérimental et résultats de la pâte kraft

Essais	Conditions					Résultats					
	CSF (mL)	Cons. (%)	In. Pres. (kPag)	C. - Pres (kPag)	Vit. Rot. (rpm)	Cons. fin. (%)	Cons. filt. (%)	Déb. filt. (kg/min)	Prod. (odmt/d)	Cap. 4 pres. (kPag)	Ener. Spec. (kWh/kg)
1	464	4	10	200	22	36,7	0,07	202	13	289	0,91
2	464	4	30	200	44	30,0	0,16	378	24	211	0,76
3	464	4	30	400	22	39,0	0,10	253	16	423	1,01
4	464	4	10	400	44	31,3	0,13	307	20	250	1,01
5	464	3	20	300	33	32,4	0,12	401	18	259	0,88
6	464	2	30	200	22	34,9	0,15	386	11	246	1,08
7	464	2	10	400	22	39,2	0,07	330	10	348	1,41
8	464	2	10	200	44	31,7	0,13	455	13	151	1,35
9	464	2	30	400	44	29,7	0,33	512	13	205	1,57
10	292	4	20	300	33	33,3	0,13	288	18	287	0,89
11	292	3	20	300	33	31,6	0,17	310	14	251	1,17
12	292	3	10	300	33	32,2	0,13	274	12	230	1,23
13	292	3	20	300	33	32,4	0,18	299	13	245	1,22
14	292	3	20	400	33	33,5	0,19	294	13	274	1,34
15	292	3	20	300	33	32,6	0,19	291	13	257	1,28
16	292	3	20	300	22	33,1	0,14	233	11	294	1,24
17	292	3	20	300	33	32,7	0,19	285	13	237	1,29
18	292	3	30	300	33	32,9	0,27	296	13	243	1,32
19	292	3	20	300	33	32,2	0,22	274	12	241	1,36
20	292	3	20	300	44	30,7	0,27	294	13	201	1,51
21	292	3	20	200	33	30,8	0,23	257	11	196	1,33
22	292	3	20	300	33	31,3	0,24	255	11	227	1,43
23	292	2	20	300	33	32,6	0,31	274	7	176	2,29
24	176	4	10	200	44	26,8	0,14	254	17	179	1,00
25	176	4	10	400	22	36,0	0,08	178	11	327	1,09
26	176	4	30	400	44	33,8	0,26	293	18	217	1,08
27	176	4	30	200	22	34,9	0,15	211	13	273	0,87
28	176	3	20	300	33	34,5	0,21	254	11	228	1,42
29	176	2	30	200	44	31,7	0,49	319	7	137	2,54
30	176	2	30	400	22	35,1	0,32	241	6	280	2,32
31	176	2	10	400	44	35,3	0,21	246	7	138	2,64
32	176	2	10	200	22	31,6	0,15	195	6	177	1,94

Annexe 2 - Design expérimental et résultats de la pâte CTMB

Essais	Conditions					Résultats					
	CSF. (mL)	Cons. (%)	In. Pres. (kPag)	C. - Pres (kPag)	Vit. Rot. (rpm)	Cons. fin. (%)	Cons. filt. (%)	Déb. filt. (kg/min)	Prod. (odmt/d)	Cap. 4 pres. (kPag)	Ener. Spec. (kWh/kg)
1	328	3,2	30	200	22	33,1	0,23	244	11	288	1,30
2	328	3,2	10	200	44	25,2	0,18	253	13	133	1,30
3	328	3,2	10	300	22	34,0	0,13	190	9	268	1,60
4	328	3,2	29	300	44	24,9	0,42	347	16	152	1,10
5	328	2,6	20	400	33	29,1	0,30	285	10	145	1,50
6	328	2,0	10	200	21	33,8	0,19	204	6	238	2,40
7	328	2,0	20	200	34	Un essai non réussi. Avec les valeurs de la pression et la vitesse, la presse à vis se bloque.					
8	328	2,0	30	300	22	34,5	1,15	557	7	202	2,00
9	328	2,0	10	300	43	24,3	0,41	290	7	98	1,90
10	262	3,8	13	400	19	33,5	0,14	160	9	295	1,40
11	262	3,3	13	400	9	44,7	0,10	117	6	470	2,20
12	262	3,3	13	400	29	29,0	0,17	208	11	186	1,40
13	262	3,3	8	400	19	33,3	0,13	140	7	284	1,80
14	262	3,3	18	400	19	33,1	0,16	171	9	274	1,50
15	262	3,3	13	200	19	33,5	0,14	156	8	251	1,60
16	262	3,3	13	300	19	32,8	0,15	154	8	243	1,60
17	262	3,3	13	400	19	33,3	0,15	152	8	277	1,60
18	262	2,9	13	400	18	32,9	0,18	159	7	219	1,70
19	151	3,8	8	200	9	42,6	0,10	68	4	650	2,40
20	151	3,8	18	200	29	26,5	0,23	148	9	117	1,40
21	151	3,8	18	300	9	42,8	0,12	86	5	684	2,20
22	151	3,8	8	300	30	24,8	0,18	105	6	88	1,60
23	151	3,1	13	400	19	30,9	0,19	113	5	142	1,80
24	151	2,4	19	200	9	40,7	0,97	147	3	631	2,90
25	151	2,4	8	200	29	22,9	0,58	166	5	71	1,80
26	151	2,4	8	300	9	41,1	0,16	84	3	474	3,50
27	151	2,4	16	300	22	21,1	1,22	316	6	47	1,70

Annexe 3 - Design expérimental et résultats de la pâte TM

Essais	Conditions					Résultats					
	CSF (mL)	Cons. (%)	In. Pres. (kPag)	C. - Pres (kPag)	Vit. Rot. (rpm)	Cons. fin. (%)	Cons. filt. (%)	Déb. filt. (kg/min)	Prod. (odmt/d)	Cap. 4 pres. (kPag)	Ener. Spec. (kWh/kg)
1	276	3,6	18	200	10	36,8	0,10	112	6	319	1,00
2	276	3,6	8	300	10	36,9	0,11	91	5	224	1,20
3	276	3,6	8	200	34	21,5	0,18	209	12	115	0,90
4	276	3,6	18	300	34	21,9	0,21	228	13	126	1,40
5	276	2,8	13	400	22	27,3	0,17	196	8	182	1,20
6	276	2,0	18	300	10	36,7	0,16	153	4	230	1,40
7	276	2,0	8	200	10	36,0	0,09	132	4	222	1,70
8	276	2,0	18	200	30	18,5	0,36	267	7	90	1,60
9	276	2,0	8	300	30	23,0	0,21	205	6	92	1,70
10	197	3,6	13	400	22	27,0	0,18	161	9	190	1,10
11	197	2,8	13	400	10	41,5	0,13	105	4	337	1,30
12	197	2,8	18	400	22	26,1	0,23	177	7	116	1,30
13	197	2,8	13	200	22	26,6	0,19	168	7	145	1,30
14	197	2,8	13	400	22	26,9	0,21	162	7	146	1,30
15	197	2,8	13	300	22	27,0	0,19	165	7	164	1,40
16	197	2,8	8	400	22	27,5	0,19	143	6	151	1,90
17	197	2,8	13	400	34	19,6	0,25	180	8	56	1,20
18	197	2,0	13	400	22	26,8	0,42	191	5	111	1,80
19	137	3,6	18	300	10	35,4	0,17	85	5	624	1,00
20	137	3,6	8	200	10	35,0	0,14	75	4	293	1,60
21	137	3,6	18	200	30	20,5	0,25	161	9	79	1,10
22	137	3,6	8	300	30	20,4	0,22	120	7	61	1,80
23	137	2,8	13	400	20	27,2	0,22	130	5	132	1,40
24	137	2,0	8	300	10	21,1	0,24	91	3	257	2,20
25	137	2,0	18	200	10	34,9	0,83	170	3	222	2,70
26	137	2,0	4	200	25	29,7	0,33	107	3	79	2,30
27	137	2,0	6	300	25	21,8	0,47	115	3	65	3,00

Bibliographie

- 1 T. Meyer, P. Amin, D.G. Allen, H. Tran, “Dewatering of pulp and paper mill biosludge and primary sludge”, *Journal of Environmental Chemical Engineering* 2018, 6 (5), 6317–6321. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.09.037>

- 2 S.R. Chitikela, “Conditioning and mechanical dewatering of municipal wastewater biosolids - A critical review”, 16th World Environmental and Water Resources Congress, Florida, USA, May, 166–174, 2016. <https://doi.org/10.1061/9780784479889.018>

- 3 A. Chapuis, J. Blin, P. Carré, D. Lecomte, “Separation efficiency and energy consumption of oil expression using a screw-press : The case of *Jatropha curcas* L. seeds”, *Industrial Crops and Products* 2014, 52, 752–761.

- 4 A. Bahadar, M.B. Khan, T. Mehran, “Design and development of an efficient screw press expeller for oil expression from *Jatropha Curcas* seeds : A computational flow dynamics study of expeller for performance analysis”, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 2013, 52 (5), 2123–2129. <https://doi.org/10.1021/ie302572d>

- 5 A. Apachanov, A. Rud, K. Belousov, “Modelling of the motion clay mass in the screw channel of the screw press”, *Procedia Engineering* 2016, 150, 906–910. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2016.07.049>

- 6 K. Formela, M. Cysewska, J. Haponiuk, “The influence of screw configuration and screw speed of co-rotating twin screw extruder on the properties of products obtained by thermomechanical reclaiming of ground tire rubber”, *Polimery* 2014, 59 (2), 170–177. <https://doi.org/10.14314/polimery.2014.170>

- 7 C.P. Bennington, R.J. Kerekes, “Power requirements for pulp suspension fluidization”, *Tappi Journal* 1996, 79 (2), 253–258.

- 8 C.T. Scott, S. Zauscher, D.J. Klingenberg, “Rheology and extrusion of low-grade paper and sludge”, TAPPI International Environmental Conference, Nashville, USA, April, 685–690, 1999.
- 9 S.G. Mason, “Fiber motions and flocculation”, Tappi Journal 1954, 37 (11), 494–501.
- 10 R.M. Soszynski, R.J. Kerekes, “Elastic interlocking of nylon fibres suspended in liquid, part 2 : process of interlocking”, Nordic Pulp & Paper Research Journal 1988, 3 (4), 180–184. <https://doi.org/10.3183/npprj-1988-03-04-p180-184>
- 11 T.H. Egenes, T. Helle, “Transport and drainage processes in a screw press, as affected by material characteristics”, Annual Meeting - Technical Section, Canadian Pulp and Paper Association, Preprints, 173–181, 1992.
- 12 M. Shirato, N. Hayashi, M. Iwata, T. Murase, Y. Ogawa, “Continuous expression of slurry in a screw press”, International Chemical Engineering 1985, 25 (1), 88–96.
- 13 M. Shirato, T. Murase, N. Hayashi, K. Miki, T. Fukushima, T. Suzuki, N. Sakakibara, T. Tazima, “Fundamental Studies on Continuous Extrusion using a Screw Press”, International Chemical Engineering 1978, 18 (4), 680–688.
- 14 P. Pettersson, Fluid flow through and deformation of wood fiber networks, Doctoral Thesis, Luleå Tekniska Universitet, Luleå, Sweden, 2009.
- 15 B. Derakhshandeh, Rheology of low to medium consistency pulp fibre suspensions, Doctoral Thesis, University of British Columbia, Vancouver, Canada, 2011.
- 16 B. Derakhshandeh, R.J. Kerekes, S.G. Hatzikiriakos, C.P.J. Bennington, “Rheology of pulp fibre suspensions : A critical review”, Chemical Engineering Science 2011, 66 (15), 3460–3470. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.04.017>

- 17 O.D. Roure, A. Lindner, E.N. Nazockdast, M.J. Shelley, "Dynamics of Flexible Fibers in Viscous Flows and Fluids", *Annual Review of Fluid Mechanics* 2019, 51 (1), 539–572. <https://doi.org/10.1146/annurev-fluid-122316-045153>
- 18 T. Egenes, T Helle, "Flow characteristics and water removal from pulp suspensions in a screw press", *Journal of Pulp and Paper Science* 1992, 18 (3), J93-J99.
- 19 T.S. Eaves, D.T. Paterson, D.R. Hewitt, N.J. Balmforth, D.M. Martinez, "Dewatering saturated, networked suspensions with a screw press", *Journal of Engineering Mathematics* 2019, 1–28. <https://doi.org/10.1007/s10665-019-10029-3>
- 20 S.G. Mason, "The motion of fibres in flowing liquids", *Pulp and Paper Magazine of Canada* 1950, 51 (5), 93–100.
- 21 R. Kerekes, R. Soszynski, T. Doo, "The flocculation of pulp fibres", *Papermaking Raw Materials : Their Interaction with the Production Process and Their Effect on Paper Properties*, Oxford, September 1985, 265–310, 1985.
- 22 R. Kerekes, C. Schell, "Characterization of Fibre Flocculation Regimes by a Crowding Factor", *Journal of Pulp and Paper Science* 1992, 18 (1), J32-J38.
- 23 C.T.J. Dodson, C. Schaffnit, "Flocculation and orientation effects on paper-formation statistics", *Tappi Journal* 1992, 75 (1), 167–171.
- 24 C.T.J. Dodson, "Fibre crowding, fibre contacts and fibre flocculation", *Tappi Journal* 1996, 79 (9), 211–216.
- 25 M.R. Soszynski, J.R. Kerekes, "Elastic interlocking of nylon fibers suspended in liquid", *Nordic Pulp & Paper Research Journal* 1988, 3 (4), 180–184. <https://doi.org/10.3183/npprj-1988-03-04-p180-184>
- 26 D. Martinez, K. Buckley, S. Jivan, A. Lindstrom, R. Thiruvengadaswamy, J. Olson, T. Ruth, R. Kerekes, "Characterizing the mobility of papermaking fibres during sedimentation", *The science of papermaking : transactions of the 12th fundamental*

- research symposium, Oxford. The Pulp and Paper Fundamental Research Society, Bury, UK, 225–254, 2001.
- 27 R.J. Kerekes, “Perspectives on fibre flocculation in papermaking”, International Paper Physics Conference, Atlanta, 23–31, 1995.
 - 28 A.E. Scheidegger, *The Physics of Flow Through Porous Media*, 3rd ed., University of Toronto Press, Toronto, 1974.
 - 29 F.A.L. Dullien, *Porous media : Fluid transport and pore structure*, 2nd ed., Academic Press, Cambridge, 1991.
 - 30 M. MacGregor, “Wet pressing research in 1989. An historical perspective, analysis and commentary”, The 9th Fundamental Research Symposium, Cambridge, 511–585, 1989.
 - 31 M. Alava, K. Niskanen, “The physics of paper”, *Reports on Progress in Physics* 2006, 69 (3), 669–723. <https://doi.org/10.1088/0034-4885/69/3/r03>
 - 32 E. Uitterhaegen, P. Evon, “Twin-screw extrusion technology for vegetable oil extraction : A review”, *Journal of Food Engineering* 2017, 212, 190–200. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2017.06.006>
 - 33 D. Koga. (2019). Struvite recovery from digested sewage sludge. In *Phosphorus - Recovery and Recycling* (pp. 255–264) : Springer.
 - 34 Q. Yan, M. Modigell, “Mechanical pretreatment of lignocellulosic biomass using a screw press as an essential step in the biofuel production”, *Chemical Engineering* 2012, 29, 601–606.
 - 35 T.H. Egenes, *Studies on the continuous screw press dewatering process, as applied on low consistency papermaking pulp*, Doctor’s thesis, University of Trondheim, Trondheim, 1993, 133.

- 36 K. Atsumi, T. Akiyama, "A study of cake filtration : formulation as a steam problem", *Journal of Chemical Engineering of Japan* 1975, 8 (6), 487–492.
<https://doi.org/10.1252/jcej.8.487>
- 37 W.D. Mackay, W.L. Bohn, "Pulp wash press", United States Sprout-Bauer, Inc. (Muncy, PA) 4915830 , 1990.
- 38 D. Thornton, B. Nunn, "The effect of a plug screw feeder on ether-soluble removal and power reduction during TMP manufacture", *Tappi Engineering Conference*, San Francisco, 341, 1978.
- 39 P. Seifert, "Analysis of a Pulp Thickener", *Tappi Journal* 1969, 52 (12), 2416–2419.
- 40 V.I. Filippov, V.D. Lunev, Y.A. Emelyanov, Y.V. Sharikov, "Calculating the filtration zone in a screw suspension separator", *Plenum Publication Corp.*, New York, 1982, pp. 1743–1745.
- 41 V.I. Filippov, Y.A. Emelyanov, V.D. Lunev, M.I. Kurochkina, "Calculation of the expression zone in screw presses devices for separation of suspensions", *Journal of Applied Chemistry of the USSR* 1983, 56 (2), 417–420.
- 42 V.I. Filippov, V.D. Lunev, Y.A. Emelyanov, Y.V. Sharikov, "Calculating the pressure in the expression zone of a screw press", *Journal of Applied Chemistry of the USSR* 1987, 60 (3), 463–466.
- 43 G.G. Duffy, G. Longdill, P. Lee, "High-consistency flow of pulp suspensions in pipes", *Tappi Journal* 1978, 61 (8), 85–88.
- 44 J. Mardon, R.M.R. Branion, "Drainage at Wet End", *Tappi Atlanta*, 1977.
- 45 D. Brewster, J. Rogers, "Analysis of on-line pulp drainage testers", *Pulp & Paper Canada* 1985, 86 (7), 30–34.
- 46 K. Britt, J. Unbehend, R. Shridharan, "Observations on water removal in papermaking", *Tappi Journal* 1986, 69 (7), 76–79.

- 47 M. Shirato, T. Murase, N. Hayashi, T. Fukushima, "Constant pressure expression of solid-liquid mixtures with medium resistance", *Journal of Chemical Engineering of Japan* 1977, 10 (2), 154–159.
- 48 M. Shirato, T. Murase, N. Hayashi, M. Iwata, "Basic Concept and its Application of Continous Screw Expression", *Chemical Engineering Conferences*, Seoul, Korea, 377–382, 1983.
- 49 R.S. Gale, "Filtration theory with special reference to sewage sludges", *Water Pollution Control* 1967, 66 (6), 622–632.
- 50 R. Gale, "Optimizing the use of pretreatment chemicals", *Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, DB Purchas edition 1977, 39–80.
- 51 P. Carman, "Fundamental principles of industrial filtration", *Transactions of the Institution of Chemical Engineers* 1938, 16 (4), 168–188.
- 52 C. Almy Jr, W.K. Lewis, "Factors determining the capacity of a filter press", *Industrial & Engineering Chemistry* 1912, 4 (7), 528–532.
- 53 W. Ingmanson, B. Andrews, R. Johnson, "The effect of beating on filtration resistance and its components of specific surface and specific volume", *Tappi Journal* 1959, 42 (1), 29–35.
- 54 R.M.R. Branion, "Drainage on the paper machine- A review", 63rd CPPA Annual Meeting, Montreal, Canada, 1–44, 1977.
- 55 W. Ingmanson, R. Whitney, "The filtration resistance of pulp slurries", *Tappi Journal* 1954, 37 (11), 523–534.
- 56 W. Ingmanson, "An investigation of the mechanism of water removal from pulp slurries", *Tappi Journal* 1952, 35 (10), 439–448.
- 57 W. Ingmanson, "Filtration of high consistency fiber suspensions", *Tappi Journal* 1964, 47 (12), 742–750.

- 58 R.W. Hisey, An investigation of the mechanism of the dewatering of compressible beds, Doctor's Thesis, Lawrence College, Appleton, Wisconsin, 1955, 87.
- 59 G.L. Christensen, R.I. Dick, "Specific resistance measurements : methods and procedures", *Journal of Environmental Engineering* 1985, 111 (3), 258–271.
- 60 G.L. Christensen, R.I. Dick, "Specific resistance measurements : nonparabolic data", *Journal of Environmental Engineering* 1985, 111 (3), 243–257.
- 61 P. Coackley, B. Jones, "Vacuum sludge filtration : I. Interpretation of results by the concept of specific resistance", *Sewage and Industrial Wastes* 1956, 28 (8), 963–976.
- 62 D. Hammarström, A model for simulation of fiber suspension flows, Master's Thesis, Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden, 2004, 125.
- 63 R. Seth, "The measurement and significance of fines", *Pulp & Paper Canada* 2003, 104 (2), 41–44.
- 64 P.C. Swodzinski, M.R. Doshi, "Mathematical models of Canadian standard freeness (CSF) and Schopper-Riegler freeness (SR)", *Technical Paper Series* 1986, 172 (44), 1–16.
- 65 Perry, H. Robert, D.W. Green, *Perry's chemical engineers' handbook*, Seventh ed., McGraw-Hill, New York, 2008.
- 66 K.J. Niskanen, *Papermaking Science and Technology : Paper physics*. 16, Fapet, 1998.
- 67 S. Hietanen, K. Ebeling, "Fundamental aspects of the refining process", *Paperi Ja Puu* 1990, 72 (2), 158–170.
- 68 H. Hill, J. Edwards, L. Beath, "Curlated pulp-A new approach to pulp processing", *Tappi Journal* 1950, 33 (1), 36–44.

- 69 D. Page, R. Seth, B. Jordan, M. Barbe, "Curl, crimps, kinks and microcompressions in pulp fibres : Their origin, measurement and significance", The Eighth Fundamental Research Symposium Conference Proceedings, Oxford, UK, September, 183–227, 1985.
- 70 J. Wieters, "Screw press washing of a hardwood pulp", Tappi Journal 1957, 40 (8), 667–671.